

Міністерство освіти і науки України
ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ «ОДЕСЬКА ПОЛІТЕХНІКА»

МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ
до лабораторних робіт по курсу
«МЕТОДИ АВТОМАТИЗОВАНИХ РОЗРАХУНКІВ ТА ОПТИМІЗАЦІЇ.
ЧАСТИНА 2»
для здобувачів вищої освіти за спеціальністю
161 – Хімічні технології та інженерія

Затверджено на засіданні кафедри ТНРЕ
Протокол № 1 від 30.08.2021 р.

Одеса: ОП, 2021

Методичні вказівки до лабораторних робіт по курсу «Методи автоматизованих розрахунків та оптимізації. Частина 2» для здобувачів вищої освіти за спеціальністю 161 – Хімічні технології та інженерія / Уклад. В.В. Брем, Ю.М. Єпутатов, О.В. Макаров, О.А. Борщ ; Держ. ун-т "Одес. політехніка". – Одеса, 2021. – 35 с.

Укладачі: Брем В.В., к.х.н., доцент,
Єпутатов Ю.М., к.х.н., доцент,
Макаров О.В., ст. викладач,
Борщ О.А., ст. викладач

В.В. Брем, Ю.М. Єпутатов, О.В. Макаров, О.А. Борщ. 161 – Хімічні технології та інженерія. Методичні вказівки до лабораторних робіт по курсу «Методи автоматизованих розрахунків та оптимізації. Частина 2». В методичних вказівках наведені короткі теоретичні відомості за темами робіт, пояснення роботи та інтерфейсу прикладних програм, приклади програмних модулів, а також надано рекомендації щодо ходу виконання лабораторних за окремими індивідуальними завданнями. Методичні вказівки призначені для здобувачів першого (бакалаврського) рівня вищої освіти за спеціальністю 161 – Хімічні технології та інженерія.

ЗМІСТ

ЛАБОРАТОРНА РОБОТА № 5. РОЗРАХУНОК ТЕХНОЛОГІЧНОЇ СХЕМИ З РЕАКТОРОМ КАТАЛІТИЧНОЇ ГАЗООЧИСТКИ І ПОДКОНТАКТНИМ ТЕПЛООБМІННИКОМ.....	4
ЛАБОРАТОРНА РОБОТА № 6. РОЗРАХУНОК ОПТИМАЛЬНОГО ЧИСЛА РЕАКТОРІВ У КАСКАДІ РІЗ.....	11
ЛАБОРАТОРНА РОБОТА №7. РОЗРАХУНОК ЦИРКУЛЯЦІЙНОГО ТРАКТУ ПРОЦЕСУ ГІДРООЧИЩЕННЯ ДИЗЕЛЬНИХ ПАЛИВ	17
ЛАБОРАТОРНА РОБОТА №8. ПОБУДОВА МАТЕМАТИЧНОГО ОПИСУ ЕЛЕМЕНТІВ ТЕХНОЛОГІЧНОЇ СХЕМИ.....	27
ЛІТЕРАТУРА.....	35

ЛАБОРАТОРНА РОБОТА № 5. РОЗРАХУНОК ТЕХНОЛОГІЧНОЇ СХЕМИ З РЕАКТОРОМ КАТАЛІТИЧНОЇ ГАЗООЧИСТКИ І ПОДКОНТАКТНИМ ТЕПЛООБМІННИКОМ

МЕТА роботи:

- використовуючи прикладні програми, визначити основні технологічні характеристики реактора каталітичної газоочистки;
- оцінити область усталеної роботи технологічної схеми «реактор каталітичної газоочистки – підконтактний теплообмінник»;
- підібрати параметри підконтактного теплообмінника, при яких область стійкості буде прийнятною для практики.

1. ЗАГАЛЬНІ ВІДОМОСТІ

При використанні каталітичного способу очищення газових викидів звичайно застосовується наступна схема (рис.1). Потік газів, що відходять, утримуючі токсичні речовини, направляється в міжтрубний простір підконтактного теплообмінника 2, де нагрівається за рахунок тепла газового потоку, що виходить з реактора 1 каталітичної газоочистки, і далі надходить на вхід у реактор. На каталізаторі відбуваються реакції глибокого окислювання токсичних компонентів до диоксиду вуглецю і води. Очищена газова суміш надходить у трубний простір підконтактного теплообмінника, де віддає тепло свіжій реакційній суміші. Після теплообмінника очищений газовий потік викидається в атмосферу.

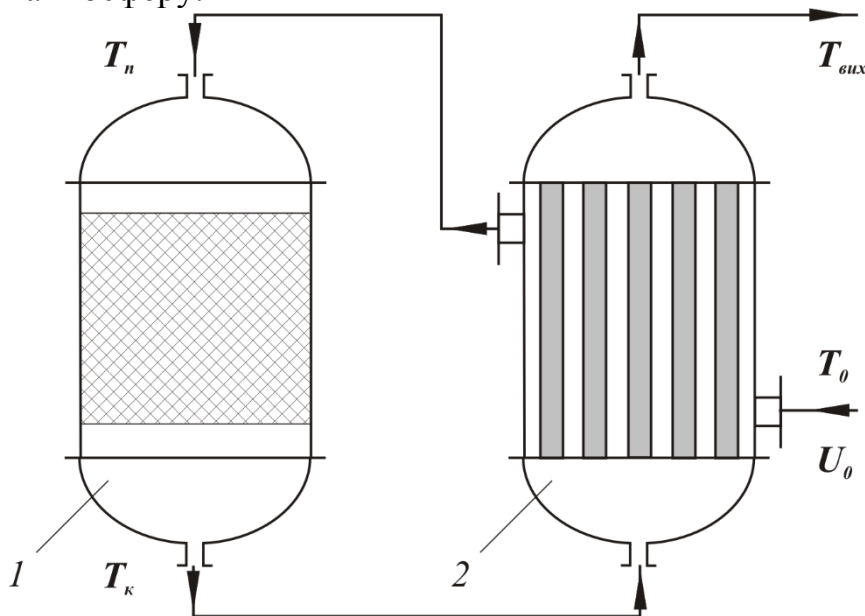


Рис. 1. Принципова технологічна схема процесу каталітичної очистки:
1 — каталітичний реактор; 2 — підконтактний теплообмінник

2. РОЗРАХУНОК РЕАКТОРА ГАЗООЧИСТКИ

У газах, що відходять, міститься цілий ряд компонентів. При окислюванні вони по-різному впливають на швидкість хімічного перетворення. Через різноманіття сполучень різних компонентів у більшості випадків не представляється можливим детальне вивчення процесу газоочистки і побудову надійних кінетичних моделей. У той же час існують кінетичні рівняння окислювання окремих компонентів.

Для оцінки основних технологічних параметрів подібних процесів на практиці застосовують наступний спосіб. Вибирають із усіх компонентів один, який міститься в найбільшій кількості в газах, що відходять, або один з тих, що найбільше важко окислюється. Розраховується адіабатичний розігрів при повному окислюванні всіх n компонентів.

$$\Delta T_{\text{ад}}^{\Sigma} = \sum_{i=1}^n \Delta T_{\text{ад}_i(x_i)} = \sum_{i=1}^n \Delta T_{\text{ад}_i(x_i=1)} \cdot x_i, \quad (2.1)$$

де $\Delta T_{\text{ад}_i(x_i)}$ – адіабатичний розігрів реакційної суміші при заданому ступені перетворення x_i i -го компонента; $\Delta T_{\text{ад}_i(x_i=1)}$ – адіабатичний розігрів при повному перетворенні i -го компонента.

Адіабатичний розігрів i -го компонента, якщо прийняти властивості суміші незмінними, визначається по рівнянню

$$\Delta T_{\text{ад}_i} = \Delta T_{\text{ад}_i(x_i=1)} \cdot x_i = \frac{-\Delta H_i \cdot c_{0i}}{c_p \cdot \rho} \cdot x_i, \quad (2.2)$$

де ΔH_i – зміна ентальпії реакції глибокого окислювання i -го компонента, Дж/моль; c_{0i} – концентрація компонента у вхідній суміші, моль/м³; c_p – питома теплоємність реакційної суміші, Дж/(кг·К); ρ – густина реакційної суміші, кг/м³.

Потім визначається концентрація обраного компонента c_0 , що забезпечувала б таку ж величину адіабатичного розігріву $\Delta T_{\text{ад}}^{\Sigma}$:

$$c_0 = \Delta T_{\text{ад}}^{\Sigma} / \Delta T_{\text{ад}}^{1\%}. \quad (2.3)$$

де $\Delta T_{\text{ад}}^{1\%}$ – адіабатичний розігрів реакційної суміші при повному окислюванні обраного компонента при його концентрації, що дорівнює 1% (об.).

Тепер реактор газоочистки можна розраховувати як апарат для повного окислювання одного обраного компонента при його початковій концентрації, рівної знайденому значенню c_0 . Індекс процесу в програмі GAZO.EXE вибирається по цьому компоненті, вводяться початкові дані і розраховуються поля концентрацій і температур у шарі каталізатора. За результатами розрахунків на ЕОМ підбирають для кожного з діапазонів, що рекомендуються в завданні на проектування, температури суміші на вході в шар каталізатора параметри ($T_{\text{вх}}$ і час контакту), при яких досягається потрібний ступінь окислювання.

При цьому, якщо не вдається провести процес в одному шарі, переходять до двошарового реактора. Усі подальші розрахунки ведуть для заданих діапазонів температури на вході і після порівняння техніко-економічних

показників різних варіантів реактора для установки газоочистки вибирають найбільш економічний.

Для схеми реактор – зовнішній (підконтактний) теплообмінник можливе існування нестійких стаціонарних станів. Тому необхідно визначити область стійкої роботи даної схеми. У загальному випадку для визначення стійкості будь-якого об'єкта необхідно досліджувати поведінку його в часі після впливу відхилень по вхідним параметрам. Однак у ряді випадків немає необхідності прибігати до складного апарата дослідження стійкості точними методами, а можна користатися критеріями стійкості – формулами, що дозволяють визначати стійкість об'єкта по його параметрах. Так, для простих реакторних схем справедливий підхід, заснований на обчисленні параметричної чутливості стаціонарних режимів.

Під простою схемою розуміється схема, у якій мається тільки один зворотний зв'язок: вплив результатів протікання процесу на його початкові умови. У розглянутому випадку таким зв'язком є теплообмін між газовим потоком, що виходить з реактора, і реакційною сумішшю, що надходить у реактор.

Параметрична чутливість служить кількісною мірою зміни вихідних показників процесу (y) при відхиленні вхідних параметрів (x). Вона визначається як частинна похідна функції, що характеризує режим у реакторі (наприклад, температури) по відповідному вхідному параметрі

$$P = \frac{\partial y_i}{\partial x_i}. \quad (2.4)$$

При невеликих відхиленнях вхідних параметрів замість (2.4) можна користатися наступним вираженням

$$P = \frac{\Delta y_i}{\Delta x_i}. \quad (2.5)$$

3. УМОВА СТІЙКОСТІ

Область стійкості являє собою сукупність значень параметрів, для яких дотримується умова стійкості – швидкість виділення тепла повинна бути менша швидкості тепловідводу:

$$\frac{\partial q_p}{\partial \theta} < \frac{\partial q_T}{\partial \theta}. \quad (3.1)$$

Для схеми “реактор – зовнішній теплообмінник” вона визначається нерівністю

$$\frac{\partial T_k}{\partial T_n} < 1 + \frac{1}{\gamma}, \quad (3.2)$$

де γ – параметр тепловідводу:

$$\gamma = \frac{k_T F}{U_0 c_p \rho}, \quad (3.3)$$

$\frac{\partial T_K}{\partial T_{\Pi}}$ – параметрична чутливість реактора по каналу “температура входу (T_{Π}) – температура виходу (T_K)”; k_T – коефіцієнт тепловіддачі, Вт/(м²·К); F – площа поверхні теплопередачі, м²; U_0 – об’ємна витрата газової суміші, м³/с; c_p – питома теплоємність газової суміші, кДж/(кг·К); ρ – густина газової суміші, кг/м³.

4. ВИЗНАЧЕННЯ ПАРАМЕТРА ТЕПЛОВІДВОДУ

Поверхню теплопередачі можна визначити з рівняння теплопередачі для поверхневих теплообмінників

$$F = \frac{Q}{k_T \Delta t_{cp}}, \quad (4.1)$$

де Q – тепловий потік, Вт; Δt_{cp} – середня різниця температур гарячого і холодного потоків, К.

Тепловий потік (кількість переданої теплоти) дорівнює

$$Q = U_0 \cdot c_p \cdot \rho \cdot \Delta T, \quad (4.2)$$

де ΔT – зміна температури теплоносія, К.

Підставивши (4.1) і (4.2) у вираз (3.3), одержимо:

$$\gamma = \frac{\Delta T}{\Delta t_{cp}}. \quad (4.3)$$

Для визначення ΔT і Δt_{cp} необхідно розрахувати температуру газів, що прореагували, на виході з теплообмінника по рівнянню теплового балансу

$$U_0^T \cdot C_p^T \cdot \rho^T (T_{\text{вх}}^T - T_{\text{вих}}^T) = 1,03 \cdot U_0^{\text{MT}} \cdot C_p^{\text{MT}} \cdot \rho^{\text{MT}} (T_{\text{вих}}^{\text{MT}} - T_{\text{вх}}^{\text{MT}}), \quad (4.4)$$

де $T_{\text{вх}}$, $T_{\text{вих}}$ – температури на вході і виході, К; 1,03 – коефіцієнт, що враховує тепловтрати в навколишнє середовище. Індекси Т і ТМ позначають трубний і міжтрубний простір відповідно.

Оскільки та ж сама кількість газу проходить по трубному і міжтрубному простору, то з достатньою точністю можна вважати, що

$$U_0^T \cdot C_p^T \cdot \rho^T \cong U_0^{\text{MT}} \cdot C_p^{\text{MT}} \cdot \rho^{\text{MT}}.$$

Тоді рівняння (4.4) прийме вид

$$(T_{\text{вх}}^T - T_{\text{вих}}^T) = 1,03 (T_{\text{вих}}^{\text{MT}} - T_{\text{вх}}^{\text{MT}}) \quad (4.5)$$

або в позначеннях рис. 1

$$(T_K - T_{\text{вих}}) = 1,03 (T_{\Pi} - T_0)$$

З рівняння (4.5) знаходиться $T_{\text{вих}}^T$ ($T_{\text{вих}}$).

5. РОЗРАХУНОК ПАРАМЕТРИЧНОЇ ЧУТЛИВОСТІ

Для обраного базового варіанта необхідно визначити параметричну чутливість по каналу “температура виходу – температура входу” при можливих коливаннях вхідних концентрацій оксиду вуглецю. Для цього необхідно підготувати дані для розрахунку по програмі “GAZO.EXE”.

У діапазоні $-40^{\circ}\dots+10^{\circ}$ від обраної температури входу варто взяти 5–6 точок (опорні температури), включаючи і базовий варіант. Для кожної опорної температури при знайденому раніше значенні часу контакту необхідно прорахувати стаціонарний режим при зміні опорної температури на $\pm 3^{\circ}$. Середнє арифметичне значення параметричної чутливості при позитивному і негативному відхиленнях і буде параметричною чутливістю при даній опорній температурі. Аналогічні розрахунки необхідно провести при відхиленнях по концентрації на вході – на $\pm 30\%$ від заданого значення.

6. ОПИС ПРОГРАМ, ЩО ВИКОРИСТОВУЮТЬСЯ

GAZO

Цей програмний комплекс дозволяє розраховувати основні технологічні параметри реакторів каталітичної газоочистки для 18 токсичних компонентів. У розрахунку використовуються наступні висхідні дані:

Речовина

Концентрація на вході, % об.

Температура на вході, $^{\circ}\text{C}$

Час контакту, с

COMPLEX, “Підконтактний теплообмінник”

Ця програма дозволяє розрахувати підконтактний теплообмінник реактора, у якому реакційна суміш охолоджується вхідною газовою сумішшю. Особливість розрахунку таких теплообмінників полягає в тому, що витрата суміші, що проходить по трубному і міжтрубному просторах, однакова. Програму можна використовувати для газових сумішей, теплофізичні властивості яких близькі до властивостей повітря.

Початкові дані для розрахунку:

Зовнішній діаметр трубки, м

Товщина стінки трубки, м

Відстань між трубками, м

Діаметр кожуха апарата, м

Відстань між перегородками в міжтрубному просторі, м

Масова подача газової суміші, кг/год

Початкова температура вхідної суміші, $^{\circ}\text{C}$

Кінцева температура вихідної суміші, $^{\circ}\text{C}$

Початкова температура охолоджуваного теплоносія, $^{\circ}\text{C}$

Надлишковий тиск на вході в реактор, МПа

Надлишковий тиск на виході, МПа

У програмах визначаються теплове навантаження і витрата теплоносія по рівнянню теплового балансу, розраховуються рушійна сила процесу теплопередачі і значення коефіцієнтів тепловіддачі і теплопередачі, визначається запас поверхні теплопередачі.

З аналізу отриманих результатів вибирається необхідний теплообмінник.

7. ПОРЯДОК ВИКОНАННЯ РОБОТИ Й ОБРОБКА РЕЗУЛЬТАТІВ

Якщо в реакційній суміші задано кілька токсичних компонентів, то визначається концентрація обраного компонента c_0 , що забезпечувала б таку ж величину адіабатичного розігріву, як і багатокомпонентна суміш при повному окислюванні всіх токсичних компонентів. Для однокомпонентної суміші береться задане значення концентрація компонента c_0 .

Використовуючи програму GAZO.EXE, в завданому діапазоні температур суміші на вході в шар каталізатора підбираються параметри $T_{вх}$ і час контакту, при яких досягається потрібний ступінь окислювання на виході із шару каталізатора (92–94%).

Для кожної серії розрахунків при незмінній початковій концентрації c_n визначається параметрична чутливість по каналу “температура виходу – температура входу”

$$\Pi = \frac{\Delta T_i^k}{\Delta T_i^n} = \frac{T_i^k - T_6^k}{T_i^n - T_6^n} \quad (7.1)$$

де індекс “б” відноситься до параметрів базового варіанта.

По знайдених величинах Π_i будується графік у координатах $\Pi_i=f(T_n)$ для різних концентрацій на вході c_n (рис. 2). На цьому ж графіку будується лінія, що відповідає умові стійкості

$$y = 1 + \frac{1}{\gamma}$$

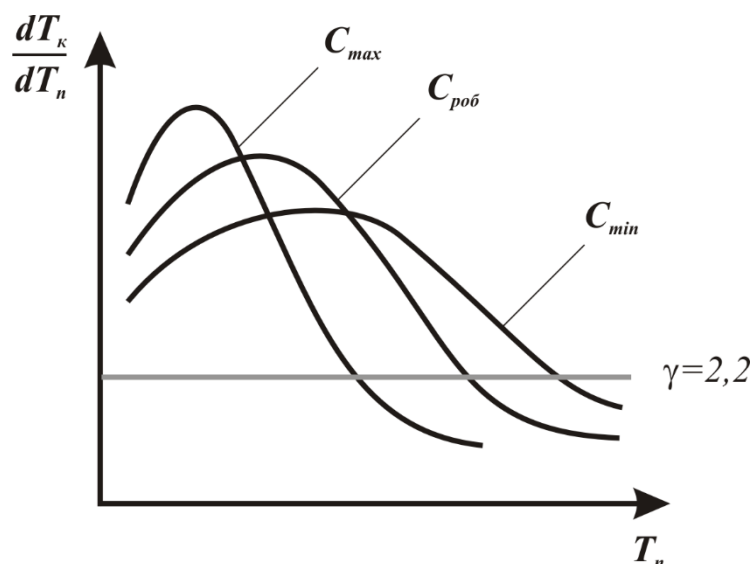


Рис. 2

Області всіх режимів, що проходять нижче цієї лінії, відповідають стійким режимам роботи схеми реактор – зовнішній теплообмінник.

Якщо в результаті аналізу виявиться, що область стійкої роботи реактора мала, то доцільно підібрати також умови тепловідводу (k_T і F), при яких область стійкості буде прийнятною для практики. Для розрахунку параметрів підконтактного теплообмінника можна використовувати програму «Підконтактний теплообмінник» із програмного комплексу “COMPLEX.EXE”.

8. КОНТРОЛЬНІ ПИТАННЯ

- 1) Математична модель процесу в адіабатичному шарі каталізатора.
- 2) Фізичний зміст приведеної концентрації c_0 .
- 3) Умова стійкості.
- 4) Параметрична чутливість.
- 5) Визначення параметра тепловідводу
- 6) Визначення області стійкої роботи реактора.

9. ІНДИВІДУАЛЬНІ ЗАВДАННЯ

Початкові дані приведені в табл. 1 і 2. Всі теплофізичні характеристики варто приймати для повітря. Припустимий інтервал роботи каталізатора 250 – 650°C.

Таблиця 1

№	Витрата, m^3/c	Температура $T_0, ^\circ C$	Компонент	Концентрація, % об.	$D_{ан},$ м
1	0,55	25	Бензол Ксилол	0,25 0,04	2,0
2	0,73	40	Стирол Фенол	0,19 0,03	2,2
3	0,98	65	Бутанол Етанол	0,33 0,10	1,6
4	1,23	32	Бутан Стирол	0,31 0,05	3,2
5	1,47	47	Фенол Метан	0,30 0,12	1,8
6	1,69	55	Пентан Декан	0,26 0,02	2,4
7	1,87	20	Толуол Бензол	0,22 0,04	2,8
8	2,03	33	Етанол Бутанол	0,52 0,10	2,6
9	2,22	44	Бутан СО	0,31 0,56	1,8
10	2,55	55	Гептан Пентан	0,21 0,03	2,8
11	2,77	26	Бензол СО	0,29 0,47	2,2
12	2,99	34	Метан Фенол	0,85 0,05	3,4
13	3,06	58	Бензол Ксилол	0,21 0,06	3,0

Продовження таблиці 1

14	3,13	41	Толуол СО	0,22 0,38	2,4
15	3,28	16	Бутанол Етанол	0,29 0,16	1,6
16	3,33	72	Фенол Бутан	0,18 0,14	2,8

Таблиця 2 — Адіабатичний розігрів при повному окислюванні реакційної суміші с вмістом обраного компонента, що дорівнює 1 % (об.)

Речовина	Індекс	Адіабатичний розігрів, $\Delta T_{ад}^{1\%}$	Речовина	Індекс	Адіабатичний розігрів, $\Delta T_{ад}^{1\%}$
СО	1	91	Толуол	8	1318
Метан	2	297	Ксилол	9	1517
Бутан	3	864	Стирол	10	1483
Пентан	4	1179	Етанол	11	456
Гептан	5	1495	Бутанол	12	907
Декан	6	2050	Фенол	13	1021
Бензол	7	1100	Ацетон	14	597

ЛАБОРАТОРНА РОБОТА № 6. РОЗРАХУНОК ОПТИМАЛЬНОГО ЧИСЛА РЕАКТОРІВ У КАСКАДІ РІЗ

МЕТА роботи:

- з використанням моделюючої програми розрахувати число реакторів однакового обсягу, необхідного для досягнення кінцевого ступеня перетворення вхідного реагенту при протіканні реакції типу $A \rightarrow R$ довільного порядку n ;
- знайти оптимальне число реакторів у каскаді по мінімуму капітальних витрат.

1. ЗАГАЛЬНІ ВІДОМОСТІ

У каскаді послідовно з'єднаних m реакторів (рис. 3), обладнаних мішалками, що забезпечують інтенсивне перемішування, протікає реакція, кінетика якої описується наступним рівнянням

$$W = k \cdot C_A^n \quad (1.1)$$

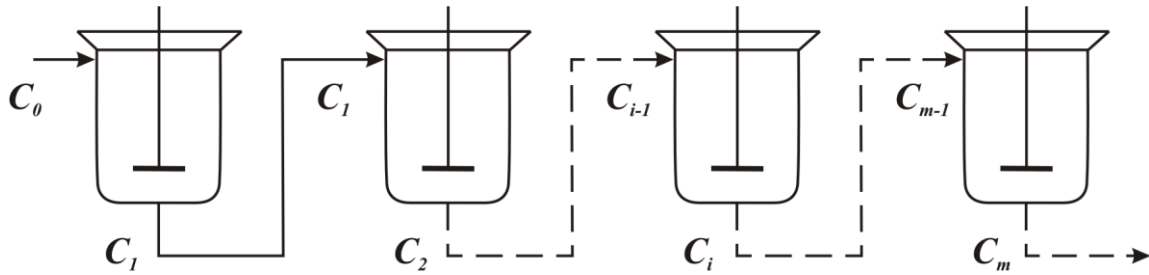


Рис. 3. Схема каскаду реакторів

Математичний опис каскаду РІЗ відповідно до постановки задачі при $T, V = \text{const}$ зводиться до системи рівнянь матеріальних балансів по реагенту А для всіх реакторів каскаду:

$$\frac{V_o}{V_u} (C_{A,u-1} - C_{A,u}) = \frac{1}{\tau_u} (C_{A,u-1} - C_{A,u}) = W(C_{A,u}) = k(T) \cdot C_{A,u}^n; \quad u = 1 \dots m \quad (1.2)$$

де V_o – об'ємна витрата, $\text{м}^3/\text{с}$; V_u – об'єм u -го реактора; τ_u – час перебування в u -му реакторі; $C_{A,u-1}, C_{A,u}$ – концентрація компонента А на вході і виході u -го реактора.

Більш зручна для обчислень структура математичного опису (1.2) може бути отримана введенням нової змінної – відносної характеристики

$$v_u = \frac{C_{A,u}}{C_{A,u-1}} \quad (1.3)$$

визначальної частки реагенту А, що не прореагував в u -му реакторі ($0 < v_u < 1$). Частка реагенту, що не прореагував в каскаді з m реакторів, обумовлена добутком

$$v_k = \frac{C_{A_m}}{C_{A_n}} = \prod_{u=1}^m v_u,$$

зв'язана зі ступенем перетворення реагенту А в каскаді очевидним співвідношенням

$$X_{A_k} = 1 - v_k = 1 - \prod_{u=1}^m v_u \quad (1.4)$$

Для введення змінної v_u у математичний опис каскаду РІЗ систему (1.2) розділимо почленно на $C_{A,u-1}$

$$1 - \frac{C_{A,u}}{C_{A,u-1}} = k(T) \cdot \tau_u \frac{C_{A,u}^n}{C_{A,u-1}} = k(T) \cdot \tau_u \cdot C_{A,u-1}^{n-1} \left[\frac{C_{A,u}}{C_{A,u-1}} \right]^n; \quad u = 1, \dots, m$$

Виділимо постійну для u -го реактора

$$R_u = k(T) \cdot \tau_u \cdot C_{A,u-1}^{n-1}; \quad u = 1, \dots, m \quad (1.5)$$

з урахуванням (1.5) і (1.3) одержимо з (1.4) нову, більш просту систему

$$1 - v_u = R_u \cdot v_u^n; \quad u = 1, \dots, m. \quad (1.6)$$

Тепер математичний опис каскаду РІЗ при проведенні реакції типу $A \rightarrow R$ n -го порядку являє собою систему алгебраїчних рівнянь виду

$$f(v_u) = R_u \cdot v_u^n + v_u - 1 = 0; u = 1, \dots, m, \quad (1.7)$$

рішення якої зводиться до визначення кореня v_u функції $f(v_u)$ для кожного реактора каскаду. Точне аналітичне рішення (1.7) можливо лише у випадках цілочислових значень $n = 0, 1, 2, 3$.

При нецілочислових значеннях n , типових для формальних кінетичних рівнянь, рішення рівнянь (1.7) вимагає застосування наближених чисельних методів. Для визначення кореня v_u функції $f(v_u)$ використовуємо ітераційний метод Ньютона. При досить добре відомому початковому наближенні v_u , яке може бути прийнято рівним 1 (відсутність хімічного перетворення), подальший пошук рішення v_u здійснюється методом послідовних наближень (ітерацій), обумовлених формулою Ньютона:

$$(v_u)_{i+1} = (v_u)_i - \frac{f(v_u)_i}{f'(v_u)_i}, \quad (1.8)$$

де i – номер ітерації.

Для рішення рівнянь системи (1.7) формула (1.8) приймає конкретний вид

$$(v_u)_{i+1} = (v_u)_i - \frac{R_u \cdot (v_u)_i^n + (v_u)_i - 1}{n \cdot R_u \cdot (v_u)_i^{n-1} + 1}. \quad (1.9)$$

При гарній збіжності методу умовою закінчення пошуку кореня v_u , тобто умовою закінчення розрахунку u -го реактора, є виконання нерівності:

$$\{|(v_u)_{i+1} - (v_u)_i|\} = \frac{f(v_u)_i}{f'(v_u)_i} \leq 0,001. \quad (1.10)$$

Умова закінчення розрахунку числа РІЗ у каскаді – ступінь перетворення реагенту А на виході X_{A_k} більш заданої X_A^3 , тобто:

$$X_{A_k} > X_A^3. \quad (1.11)$$

2. ОПИС ПРОГРАМИ

Для розрахунку числа реакторів ідеального змішання в каскаді, що забезпечує досягнення заданого ступеня перетворення при проведенні реакції типу $A \rightarrow R$ довільного порядку n ; використовується програма RISKAS, блок-схема якої представлена на рис. 4.

У програмі прийняті наступні позначення:

J – номер реактора в каскаді;

I – номер ітерації;

ITMAX – задане максимальне число ітерацій;

N – порядок реакції n ;

KT – константа швидкості реакції n -го порядку при температурі T;

CAO – концентрація реагенту А у вхідному потоці;

VR – обсяг одного реактора V_u ;

VL – об'ємна витрата потоку V_o ;

XK – заданий ступінь перетворення реагенту в каскаді $X_{A_k}^3$;

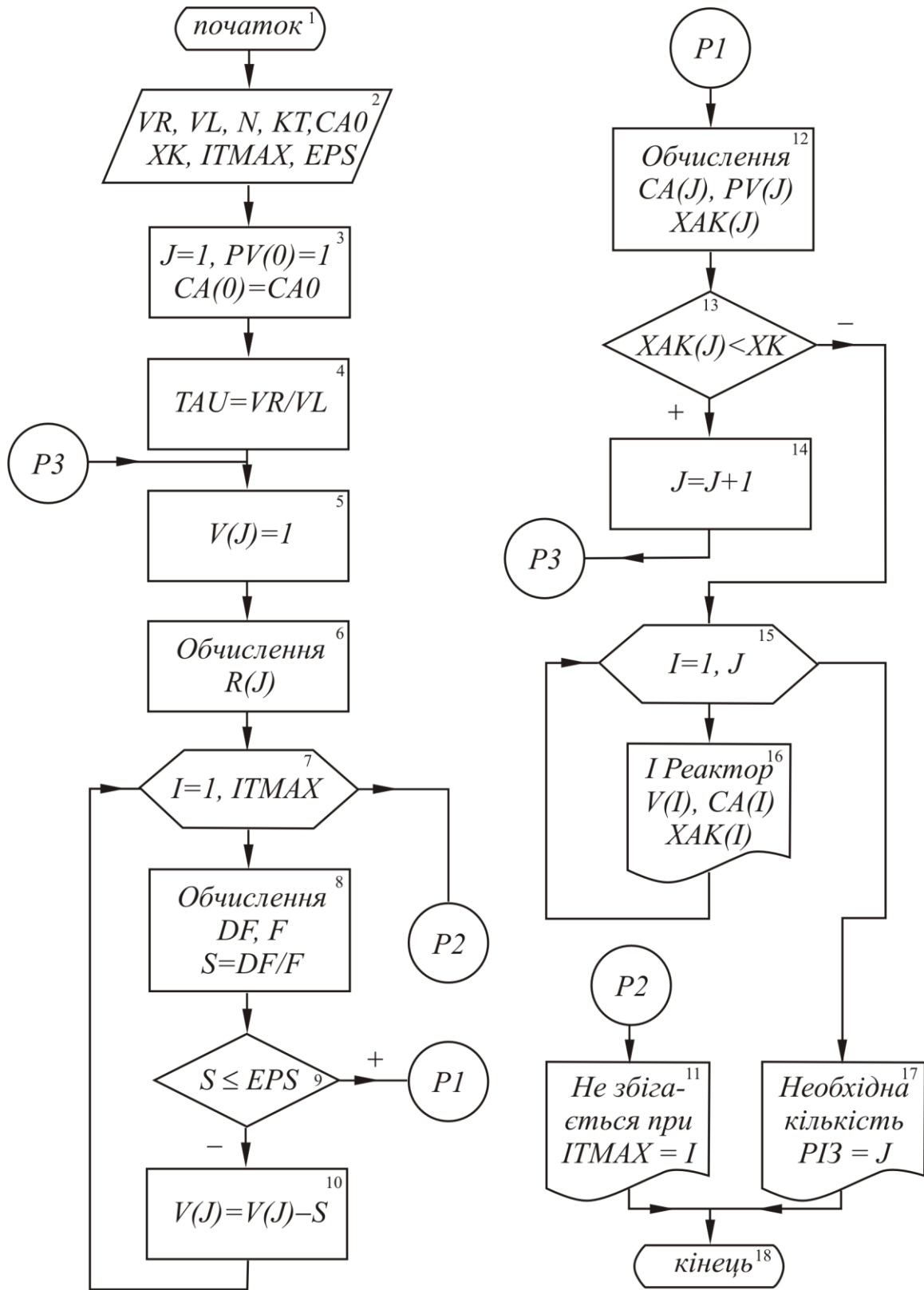


Рис. 4. Блок-схема розрахунку каскаду реакторів ідеального змішання по програмі RisKas

Позначення в блок-схемі:

1 – початок; 2 – введення висхідних даних; 3 – присвоєння початкових значень J , $CA(0)$, $PV(0)$; 4 – обчислення TAU ; 5-12 – цикл розрахунку кожного реактора каскаду з використанням методу Ньютона; 5-6 – завдання початкового наближення змінної $V(J)$ і обчислення постійної реактора $R(J)$; 7-10 – ітераційний цикл пошуку кореня рівняння (1.7) $V(J)$ з заданою точністю S ; 11 – печатка повідомлення про відсутність збіжності; 12 – обчислення показників функціонування реактора при досягненні збіжності; 13-14 – перевірка досягнення заданого кінцевого ступеня перетворення й у разі потреби перехід до розрахунку наступного реактора; 15-17 – печатка результатів розрахунку; 18 – закінчення програми.

TAU – час перебування в реакторі J ;

$CA(J)$ – концентрація реагенту A на виході з J -го реактора і на вході в $(J+1)$ -й реактор;

$XAK(J)$ – ступінь перетворення реагенту A , що досягається в каскаді з J реакторів;

$V(J)$ – значення змінної v у J -му реакторі;

$PV(J)$ – добуток змінних v у каскаді з J реакторів;

$R(J)$ – постійна R для J -го реактора;

F, DF, S – відповідно функція $f(v_u)$, її похідна $f'(v_u)$ і їхнє відношення $f(v_u)/f'(v_u)$ у формулі (1.8)

3. РОЗРАХУНОК ВАРТОСТІ КАСКАДУ РЕАКТОРІВ

Виходячи з заданої об'ємної витрати VL і обчисленого значення числа реакторів m для кожного значення τ_i визначається обсяг одного реактора VR_i :

$$VR_i = VL \cdot \tau_i \quad (3.1)$$

і обсяг усього каскаду VR

$$VR = m \cdot VR_i. \quad (3.2)$$

Вартість реакторів (3.1) у першому наближенні можна прийняти пропорційної їх обсягу

$$Z_1 = VR \cdot B_1, \quad (3.3)$$

де B_1 – вартість одиниці об'єму реактора.

Вартість B_2 гідравлічних ліній, арматури, приладів і засобів автоматизації, що приходяться на один реактор, не залежать від його обсягу. Ці витрати для всього каскаду складуть

$$Z_2 = m \cdot B_2 \quad (3.4)$$

Сумарна величина капітальних витрат складе

$$Z = Z_1 + Z_2 = VR \cdot B_1 + m \cdot B_2 \quad (3.5)$$

Знайшовши сумарні величини капітальних витрат для різного числа реакторів і побудувавши графік залежності $Z=f(m)$, визначається оптимальне число реакторів у каскаді за умовою мінімуму капітальних витрат.

4. МЕТОДИКА РОЗРАХУНКІВ

Для заданого набору висхідних даних виконати необхідні розрахунки і визначити необхідне число реакторів m для досягнення заданого ступеня перетворення. Розрахунки провести для всіх заданих значень часу перебування τ . По отриманим даним побудувати графік $m=f(\tau)$.

Для розрахованих значень N визначити сумарний обсяг каскаду і величину сумарних капітальних витрат.

Побудувавши графік залежності $Z=f(m)$, визначається оптимальне число реакторів у каскаді за умовою мінімуму капітальних витрат.

Для знайденого оптимального варіанта побудувати графік зміни ступеня перетворення X_i через усі реактори каскаду $X_i = f(i)$.

5. КОНТРОЛЬНІ ПИТАННЯ

- 1) Особливості моделі ідеального змішання.
- 2) Математичний опис каскаду реакторів РІЗ.
- 3) Рівняння для розрахунку частки речовини, що не прореагувала, і ступеню перетворення в каскаді реакторів.
- 4) Блок-схема розрахунку каскаду реакторів.
- 5) Визначення оптимального числа реакторів у каскаді.
- 6) Метод рішення нелінійного рівняння (1.7).
- 7) Критерії оптимізації, використовувані в роботі.

6. ІНДИВІДУАЛЬНІ ЗАВДАННЯ

Номер завдання відповідає номеру прізвища студента по журналу.

Таблиця 1

№	CAO	KT	TAU, c	n	VL, м ³ /год.	B ₁ , грн./ м ³	B ₂ , грн.
1	1,20	1,60	0,25; 0,50; 0,75; 1,0	0,75	40	240	300
2	1,35	1,45	0,20; 0,40; 0,60; 0,80	0,68	45	200	500
3	1,50	1,30	0,30; 0,50; 0,70; 0,90	0,61	50	160	400
4	1,65	1,35	0,20; 0,40; 0,60; 0,90	0,80	55	120	600
5	1,80	1,50	0,30; 0,50; 0,60; 0,80	0,73	60	140	350
6	1,25	1,65	0,20; 0,45; 0,70; 0,95	0,66	65	180	450
7	1,40	1,32	0,15; 0,40; 0,65; 0,90	0,59	42	220	550
8	1,55	1,47	0,27; 0,48; 0,69; 0,95	0,77	47	130	320
9	1,70	1,62	0,22; 0,42; 0,62; 0,82	0,71	52	150	420
10	1,30	1,36	0,33; 0,48; 0,63; 0,78	0,64	57	170	520
11	1,45	1,60	0,25; 0,50; 0,75; 1,0	0,75	46	190	370
12	1,60	1,45	0,20; 0,40; 0,60; 0,80	0,68	51	230	470
13	1,75	1,30	0,30; 0,50; 0,70; 0,90	0,61	56	210	570
14	1,15	1,35	0,20; 0,40; 0,60; 0,90	0,80	61	185	300
15	1,35	1,50	0,30; 0,50; 0,60; 0,80	0,73	41	160	500

Продовження таблиці 1

16	1,55	1,65	0,20; 0,45; 0,70; 0,95	0,66	46	135	400
17	1,75	1,32	0,15; 0,40; 0,65; 0,90	0,59	51	125	600
18	1,80	1,47	0,27; 0,48; 0,69; 0,95	0,77	56	145	350
19	1,60	1,62	0,22; 0,42; 0,62; 0,82	0,71	61	165	430
20	1,40	1,36	0,33; 0,48; 0,63; 0,78	0,64	55	185	475

CAO, KT, TAU, n, VL – відповідають позначенням у блок-схемі;

V_1 – вартість одиниця об'єму реактора;

V_2 – додаткові капітальні витрати на один реактор.

Початкові дані, загальні для усіх варіантів:

Заданий ступінь перетворення на виході з каскаду, ХК 0,99

Ступінь перетворення на виході з J-го реактора (початкове наближення) 0

Припустима похибка обчислень, ϵ 0,001

ЛАБОРАТОРНА РОБОТА №7. РОЗРАХУНОК ЦИРКУЛЯЦІЙНОГО ТРАКТУ ПРОЦЕСУ ГІДРООЧИЩЕННЯ ДИЗЕЛЬНИХ ПАЛИВ

МЕТА роботи:

– використовуючи моделюючу програму з лінійними моделями апаратів, розрахувати циркуляційний тракт процесу гідроочищення дизельних палив.

1. ЗАГАЛЬНІ ВІДОМОСТІ

Технологічна схема приведена на рис. 5. Сировина (нафтова прямогонна фракція 140–290°C) змішується з циркуляційним газом та газом, що містить водень, і потім нагрівається в протиточних теплообмінниках 1 гарячим потоком суміші до 285–300°C. Підігріта паро-рідинна суміш розігрівається в трубчастій печі 2 до температури реакції 360–420°C і надходить у реактор 3, де сірчисті сполуки сировини гідруються з утворенням H_2S .

Крім реакцій гідрування в реакторі відбувається частковий крекінг з утворенням вуглеводного газу і легких бензинових фракцій. Суміш після реакції віддає теплоту газо-сировинній суміші в теплообмінниках 1, охолоджується в повітряних теплообмінниках 4 до 60–80°C і в водяних холодильниках 5 до 40–50°C, а потім надходить у сепаратор високого тиску 6. Із сепаратора циркуляційний газ надходить в абсорбер 7 на очищення від H_2S . Абсорбція проводиться 15%-м розчином моноетаноламіна. Очищений газ частково повертається в цикл, а частково відводиться з установки. Нестабільний гідрогенізація направляється в сепаратор низького тиску і стабілізаційну колону на подальшу переробку.

Інформаційна схема циркуляційного тракту гідроочищення дизельних палив приведена на рис. 6. У дужках позначені коди модулів.

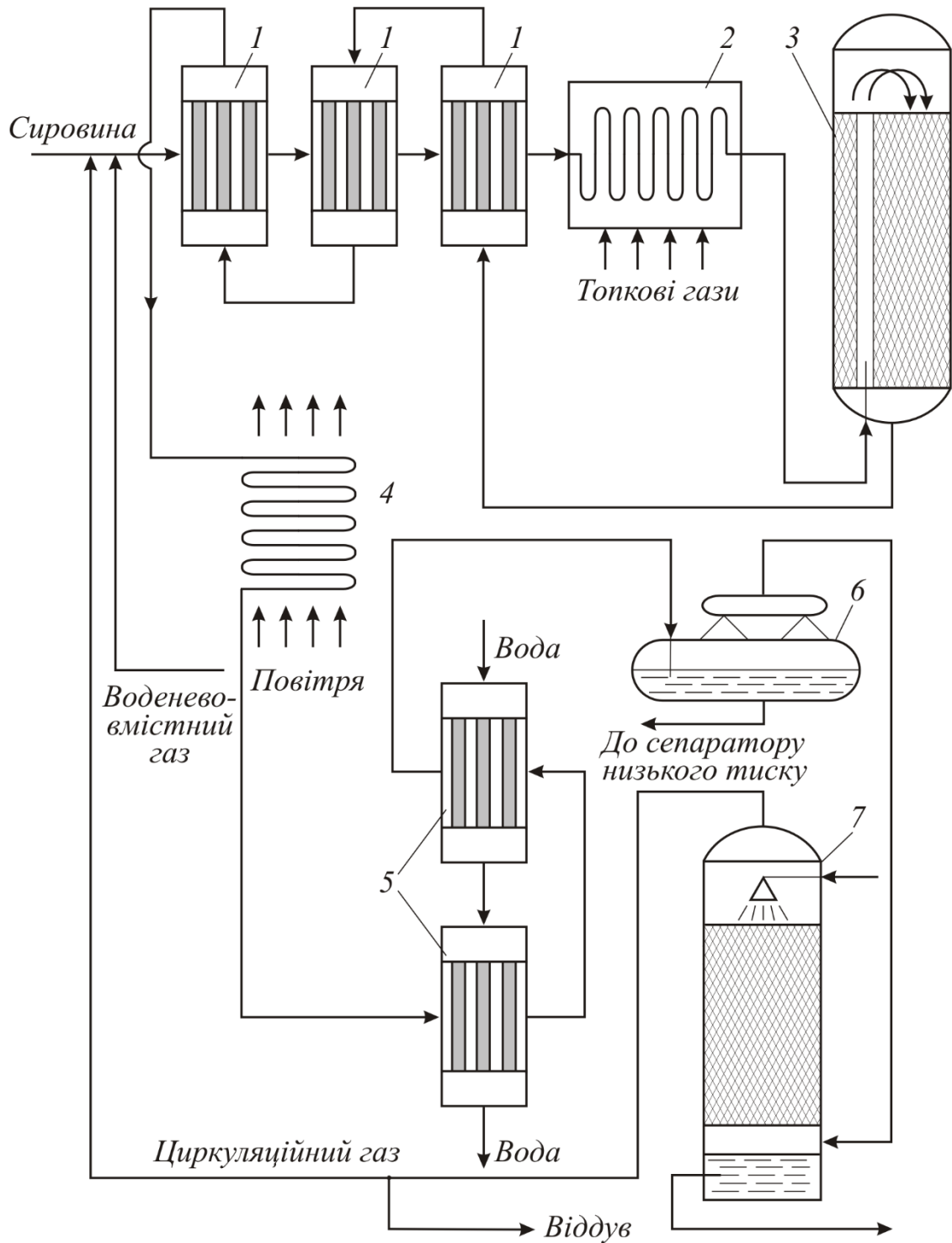


Рис. 5. Технологічна схема циркуляційного тракту процесу гідроочищення дизельних палив: 1 – теплообмінники; 2 – піч; 3 – реактор; 4 – повітряний холодильник; 5 – водяні холодильники; 6 – сепаратор; 7 – абсорбер

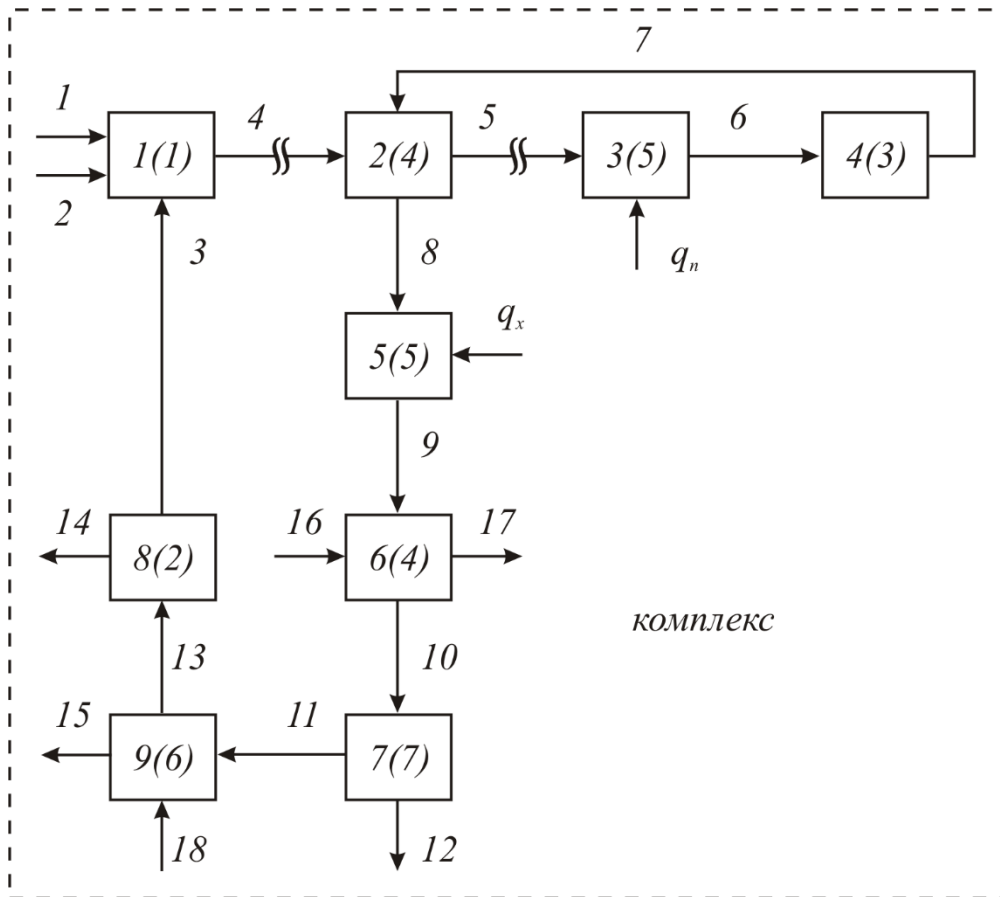


Рис. 6. Інформаційна схема циркуляційного тракту гідроочищення дизельних палив: 1 – змішувач потоків; 2 – теплообмінник; 3 – піч; 4 – реактор; 5 – повітряний холодильник; 6 – водяний холодильник; 7 – сепаратор; 8 – дільник потоків; 9 – абсорбер

2. ХАРАКТЕРИСТИКИ МОДУЛІВ, ВИКОРИСТОВУВАНИХ ДЛЯ РОЗРАХУНКУ

З аналізу технологічної та інформаційної схем випливає, що при розрахунку циркуляційного тракту процесу гідроочищення необхідно використовувати модулі: змішувача і дільника потоків, реактора, абсорбера, сепаратора і теплообмінників. Для розрахунку приймемо наступну структуру параметрів стану потоків:

- *перший параметр* – температура і-го потоку – $x(1, 1)$;
- *другий параметр* – сумарна витрата і-го потоку – $x(1, 2)$;
- *інші параметри* – витрати окремих компонентів.

2.1. Змішувач потоків

Лінійна математична модель змішувача має наступний вид:

$$G_{\text{вих}} = \sum_{i=1}^n G_{\text{вх}_i} ; \quad G_{\text{вих}_j} = \sum_{i=1}^n G_{\text{вх}_{ij}} ; \quad j = 1, 2, \dots, n_k \quad (2.1)$$

$$T_{\text{вих}} = \sum_{i=1}^n (A1 \cdot T_{\text{вх}_i} + A2_i \cdot G_{\text{вх}_i}) = 0,91 \cdot T_{\text{вх}_1} - 0,25 \cdot G_{\text{вх}_1} + 0,082 \cdot T_{\text{вх}_2} - 0,5 \cdot 10^{-5} \cdot G_{\text{вх}_2} + 0,006 \cdot T_{\text{вх}_3} + 0,55 \cdot 10^{-3} \cdot G_{\text{вх}_3}, \quad (2.2)$$

де $G_{\text{вих}}$, $G_{\text{вх}_i}$ – сумарні витрати вихідного і вхідного потоків; $G_{\text{вих}_j}$, $G_{\text{вх}_{i,j}}$ – витрати компонентів вихідного і вхідного потоків; $T_{\text{вих}}$, $T_{\text{вх}_i}$ – температури вихідного і вхідного потоків; n_k – число компонентів у потоці; n – число вхідних потоків; $A1$, $A2$ – коефіцієнти лінійного рівняння регресії, отриманого в результаті лінеаризації детермінованої моделі за допомогою методу повного факторного експерименту в досить вузькому інтервалі зміни параметрів.

2.2. Дільник потоків

Витрати k -го вихідного потоку виходять множенням витрат вхідного потоку на коефіцієнт розподілу. Коефіцієнт розподілу задається для кожного потоку і є k -м параметром апарата. Сума коефіцієнтів повинна дорівнювати 1.

Модуль повинний мати n параметрів, де n – число вихідних потоків. Нумерація вихідних потоків (їхній порядок) повинний відповідати нумерації параметрів апарата, тобто першому вихідному потоку відповідає перший параметр, другому – другий і так далі.

Температури вихідних потоків дорівнюють температурі вхідного потоку.

2.3. Реактор

Математична модель реактора має наступний вид:

$$\begin{aligned} G_{\text{вих}} &= G_{\text{вх}} \\ T_{\text{вих}} &= p \cdot T_{\text{вх}} \\ G_{\text{вих}_j} &= G_{\text{вх}_j} + r_j \cdot \alpha \cdot G_{\text{вх.кл}}; \quad j=1, 2, \dots, n_k, \end{aligned}$$

де r_j – видатковий коефіцієнт j -го компонента; $G_{\text{вх.кл}}$, α – витрата і ступінь перетворення ключового компонента сірки; $p=1,024$ – коефіцієнт статистичного рівняння, отриманий у результаті обробки результатів показників функціонування виробництв-аналогів.

Коефіцієнти r_j задаються в першому стовпці таблиці фізико-хімічних властивостей компонентів. Параметри апарата задаються в наступному порядку: номер ключового компонента k ; ступінь перетворення ключового компонента α ; коефіцієнт статистичного рівняння p .

2.4. Теплообмінник

При проходженні через теплообмінник сполука потоків не міняється, тобто усі витрати у вихідних потоках відповідають (рівні) витратам у вхідних потоках. Температура кожного вихідного потоку обчислюється по регресійному рівнянню виду

$$T_{\text{вих}_j} = b_{0j} + b_{11j} \cdot T_{\text{вх}_1} + b_{12j} \cdot G_{\text{вх}_1} + b_{21j} \cdot T_{\text{вх}_2} + b_{22j} \cdot G_{\text{вх}_2} + b_{3j} \cdot k \cdot F \cdot n =$$

$$= [b_{11j} \cdot b_{12j}] \cdot \begin{bmatrix} T_{\text{BX}_1} \\ G_{\text{BX}_1} \end{bmatrix} + [b_{21j} \cdot b_{22j}] \cdot \begin{bmatrix} T_{\text{BX}_2} \\ G_{\text{BX}_2} \end{bmatrix} + [b_{0j} + b_{3j} \cdot k \cdot F \cdot n]; \dots J = 1, 2.$$

Для сировинного теплообмінника:

$$T_5 = 0,2T_4 - 0,3 \cdot 10^{-3} G_4 + 0,73T_7 + 0 \cdot G_7 + (-54,2 + 0,499 \cdot 10^{-3} k_1 F_1 n_1)$$

$$T_5 = 0,62T_4 - 0 \cdot G_4 + 0,21T_7 + 0,8 \cdot 10^{-3} G_7 - (-49,15 + 0,539 \cdot 10^{-3} k_1 F_1 n_1)$$

Для водяного теплообмінника:

$$T_{10} = 0,65T_9 + 0,14 \cdot 10^{-3} G_9 + 0,35T_{16} - 0,25 \cdot 10^{-4} G_{16} + 0,147 \cdot 10^{-3} k_2 F_2 n_2$$

$$T_{17} = 0,27T_9 + 0,125 \cdot 10^{-4} G_9 + 0,73T_{16} - 0,14 \cdot 10^{-4} G_{16} + 0,215 \cdot 10^{-3} k_2 F_2 n_2$$

Індекси в змінних відповідають номерам потоків на інформаційній схемі (рис. 6).

2.5. Теплообмінний апарат із заданим тепловим навантаженням

Даний модуль призначено для розрахунку печі і повітряного теплообмінника. Математична лінійна модель має вид:

$$G_{\text{вих}} = G_{\text{вх}}; \quad G_{\text{вих}_i} = G_{\text{вх}_i};$$

$$T_{\text{вих}} = T_{\text{вх}} + b_1 \cdot G_{\text{вх}} + b_2 + b_3 \cdot q.$$

Тут b_1 , b_2 , b_3 – коефіцієнти лінійного рівняння регресії; q – теплове навантаження. Для печі:

$$b_1 = -0,11 \cdot 10^{-2}; \quad b_2 = 90,5; \quad b_3 = 1,04 \cdot 10^{-2};$$

для повітряного холодильника:

$$b_1 = 0,967 \cdot 10^{-3}; \quad b_2 = -79,35; \quad b_3 = -0,077$$

2.6. Абсорбер

Математична модель абсорбера може бути представлена в наступному виді:

$$G_{\text{H}_2\text{S,вих}}^{\Gamma} = (1 - \beta) G_{\text{H}_2\text{S,вх}}^{\Gamma}; \quad G_{\text{H}_2\text{S,вих}}^{\text{P}} = \beta \cdot G_{\text{H}_2\text{S,вх}}^{\Gamma} + G_{\text{H}_2\text{S,вх}}^{\text{P}}$$

$$T_{\text{вих}}^{\Gamma} = T_{\text{вх}}^{\Gamma} - \Delta t_1; \quad T_{\text{вих}}^{\text{P}} = T_{\text{вх}}^{\text{P}} + \Delta t_2$$

Тут β – ступінь абсорбції; Δt_1 , Δt_2 – зміни температур у газовому потоці та в абсорбенті; індекси Γ і P відносяться до газу і рідини.

В якості обчислювального блоку для абсорбера можна скористатися модулем роздільника.

Витрати k -ої речовини в m -му і n -му потоках розраховують по рівнянням:

$$G_{\text{mk}} = \lambda_{\text{ik}} \cdot G_{\text{ik}} + \delta_{\text{jk}} \cdot G_{\text{jk}};$$

$$G_{\text{nk}} = (1 - \lambda_{\text{ik}}) \cdot G_{\text{ik}} + (1 - \delta_{\text{jk}}) \cdot G_{\text{jk}}$$

Тут:

$$0 \leq \lambda_{\text{ik}} \leq 1;$$

$$0 \leq \delta_{\text{ik}} \leq 1;$$

$$k = 1, 2, \dots, n_k;$$

n_k – кількість компонентів у потоці.

Коефіцієнти поділу, а також $\Delta t_1, \Delta t_2$ є параметрами модуля.

Послідовність параметрів повинна бути погоджена з порядком розташування параметрів стану потоків. Першим вхідним і вихідним потоком повинний бути потік газу, другим – потік рідини.

2.7. Сепаратор

Параметри стану вихідних потоків визначаються з рівнянь лінійної регресії. Газова фаза:

$$G_{\text{вих}} = G_{\text{вих}_{\text{H}_2}} + G_{\text{вих}_{\text{Y}}} + G_{\text{вих}_{\text{H}_2\text{S}}} + G_{\text{вих}_6} - 0,7116 \cdot 10^{-2} G_{\text{вих}_T} + 27,361 \cdot T_{\text{вих}} - 2764,0$$

$$G_{\text{вих}_{\text{H}_2}} = G_{\text{вих}_{\text{H}_2}} - 0,1 \cdot 10^{-3} G_{\text{вих}_T} - 0,9 \cdot 10^{-2} \cdot T_{\text{вих}} - 4,0$$

$$G_{\text{вих}_{\text{Y}}} = G_{\text{вих}_{\text{Y}}} - 0,6 \cdot 10^{-2} G_{\text{вих}_T} + 10,6 \cdot 10^{-2} \cdot T_{\text{вих}} - 750,0$$

$$G_{\text{вих}_{\text{H}_2\text{S}}} = G_{\text{вих}_{\text{H}_2\text{S}}} - 0,9 \cdot 10^{-4} G_{\text{вих}_T} + 0,14 \cdot 10^{-2} \cdot T_{\text{вих}} - 11,0$$

$$G_{\text{вих}_S} = -0,16 \cdot 10^{-4} G_{\text{вих}_T} + 0,04 \cdot T_{\text{вих}} + 1,0$$

$$G_{\text{вих}_6} = G_{\text{вих}_6} - 0,86 \cdot 10^{-3} G_{\text{вих}_T} + 2,59 \cdot T_{\text{вих}} - 1450,0$$

$$G_{\text{вих}_T} = -0,5 \cdot 10^{-4} G_{\text{вих}_T} + 0,14 \cdot T_{\text{вих}} - 550,0$$

Рідка фаза:

$$G_{\text{вих}} = G_{\text{вих}_S} + G_{\text{вих}_T} + 0,7116 \cdot 10^{-2} G_{\text{вих}_T} - 27,361 \cdot T_{\text{вих}} + 2764,0$$

$$G_{\text{вих}_{\text{H}_2}} = 0,1 \cdot 10^{-3} G_{\text{вих}_T} + 0,9 \cdot 10^{-2} \cdot T_{\text{вих}} + 4,0$$

$$G_{\text{вих}_{\text{Y}}} = 0,6 \cdot 10^{-2} G_{\text{вих}_T} - 10,6 \cdot 10^{-2} \cdot T_{\text{вих}} + 750,0$$

$$G_{\text{вих}_{\text{H}_2\text{S}}} = 0,9 \cdot 10^{-4} G_{\text{вих}_T} - 0,14 \cdot 10^{-2} \cdot T_{\text{вих}} + 11,0$$

$$G_{\text{вих}_S} = G_{\text{вих}_S} + 0,16 \cdot 10^{-4} G_{\text{вих}_T} - 0,04 \cdot T_{\text{вих}} - 1,0$$

$$G_{\text{вих}_6} = 0,86 \cdot 10^{-3} G_{\text{вих}_T} - 2,59 \cdot T_{\text{вих}} + 1450,0$$

$$G_{\text{вих}_T} = 1,00005 \cdot G_{\text{вих}_T} - 0,14 \cdot T_{\text{вих}} + 550,0$$

Тут індекси Y, б і T відносяться до вуглеводнів (парафіни C₁–C₅), бензину і паливу.

3. ПОРЯДОК УВЕДЕННЯ ВИСХІДНОЇ ІНФОРМАЦІЇ

Приведена на рис. 6 ХТС містить один комплекс, в який входять всі апарати. Для перетворення замкнутої ХТС в розімкнену необхідно розірвати два потоки: 4 і 5. В цьому випадку послідовність розрахунку буде наступною:

3, 4, 2, 5, 6, 7, 9, 8, 1.

Компонентам потоків надані наступні номери:

Номер	1	2	3	4	5	6	7	8
Речовина	H ₂	C ₁ –C ₅	H ₂ S	S	бензин	паливо	H ₂ O	розчин MEA

Початкові дані для розрахунку вводяться в ЕОМ в наступному порядку:

I. Прості змінні

- 1) Число елементів у складі ХТС;
- 2) Число потоків, що поступають в ХТС із зовнішнього середовища;
- 3) Число комплексів в ХТС;
- 4) Число потоків в ХТС;
- 5) Максимальне число параметрів одного потоку;
- 6) Максимальне число властивостей однієї речовини;
- 7) Число речовин, що беруть участь в процесі;
- 8) Максимальне число потоків, що входять в один апарат або виходять з апарату;
- 9) Максимальне число потоків, розірваних в одному комплексі;
- 10) Максимальне число параметрів у одного апарата. У нашому прикладі ця інформація виглядатиме так:

9 4 1 18 10 1 8 3 2 18

II. Масиви

- 1) Фізико-хімічні властивості речовин.

Для кожної речовини вводять її номер, число властивостей, необхідних для розрахунку:

1	1	-2,9
2	1	8,24
3	1	1
4	1	-1
5	1	22,2
6	1	-27,94
7	1	0
8	1	0

- 2) Список послідовності розрахунку системи, знайдений в результаті аналізу її структури:

3 4 2 5 6 7 9 8 1

- 3) Коди модулів в послідовності розрахунку:

5 3 4 5 4 7 6 2 1

- 4) Комплекси в послідовності розрахунку.

Якщо апарат не входить в комплекс, значення відповідного елемента в цьому масиві дорівнює -1 , якщо апарат входить в комплекс, але в комплексі розраховується не останнім, то значення елемента рівне 0 , якщо останнім, то воно рівне 1 :

0 0 0 0 0 0 0 0 1

- 5) Розірвані потоки в кожному комплексі.

Для кожного комплексу необхідно вказати число розірваних потоків і їх номери:

2 4 5

- 6) Потоки, що входять в апарати:

- номер апарату;
- число вхідних в апарат потоків;
- номери цих потоків.

1	3	1	2
---	---	---	---

2	2	4	7
3	1	5	
4	1	6	
5	1	8	
6	2	9	16
7	1	10	
8	1	13	
9	2	11	18

7) Потоки, що виходять з апаратів:

- номер апарату;
- число потоків, що виходять;
- номери цих потоків.

1	1	4	
1	2	5	
2	1	6	
4	1	7	
5	1	9	
6	2	10	17
7	2	11	12
8	2	3	14
9	2	13	15

8) Параметри апаратів приводяться в наступному порядку:

- номер апарату;
- число параметрів;
- значення параметрів в послідовності, що визначаються відповідним модулем.

1	6	0,91	$-0,25 \cdot 10^{-5}$	0,082	$-0,5 \cdot 10^{-5}$
	0,006	$-0,55 \cdot 10^{-3}$			
2	15	218,6	221	3	-54,2
	0,2	$-0,3 \cdot 10^{-3}$	0,73	0	$0,499 \cdot 10^{-3}$
	49,15	0,062	0	0,21	$0,8 \cdot 10^{-3}$
	$-0,539 \cdot 10^{-3}$				
3	4	$-0,11 \cdot 10^{-2}$	90,5	$1,04 \cdot 10^{-2}$	8722,5
4	2	4	0,813		
5	4	$0,967 \cdot 10^{-3}$	-79,35	-0,017	4652
6	15	216	200	2	0
	0,65	$0,14 \cdot 10^{-3}$	0,35	$-0,25 \cdot 10^{-4}$	$-0,147 \cdot 10^{-3}$
	0	0,27	$0,125 \cdot 10^{-4}$	0,73	$-0,14 \cdot 10^{-4}$
	$0,215 \cdot 10^{-3}$				
7	0				
8	18	-5	5	1	1
	0,006	1	1	1	1
	0	0	0	0	0
	0	0	0	0	0

9) Параметри вхідних потоків ХТС: параметри потоку в послідовності, що визначається структурою відповідного вектора потоку. Якщо число параметрів даного потоку менше за максимальне, то параметри, що залишилися, вважаються нульовими.

1	55	75000	0	0	0	75	0	74925	0	0
2	50	520	275,6	243,9	0,5	0	0	0	0	0
16	25	65000	0	0	0	0	0	0	65000	0
18	40	10000	0	0	15,0	0	0	0	0	9985,0

В результаті рахунку на друк видається:

1. Початкова інформація.
2. Розрахункові параметри всіх потоків в наступному вигляді:
 - а) нуль – ознака закінчення розрахунку даного потоку;
 - б) номер потоку;
 - в) параметри потоків.

У разі помилки в початкових даних перед таблицею параметрів потоків друкується текст:

потік → номер потоку → невідоме при розрахунку апарата → номер апарату, і далі – проміжна таблиця параметрів потоків.

При цьому в першому стовпці нулі стоятимуть тільки для тих потоків, розрахунок яких закінчений. Для тих потоків, параметри яких визначаються при розрахунку даного комплексу, в нульовому стовпці стоятимуть позитивні числа, а для потоків, що не розраховуються в даному комплексі – (-1). В цьому випадку необхідно перевірити всю початкову інформацію і внести необхідні зміни.

4. ПОЧАТКОВІ ДАНІ ДЛЯ РОЗРАХУНКУ

Початкові дані для розрахунку параметрів стану технологічних потоків ХТС приведені нижче.

Витрата сировини на вході в систему $G^{(1)}$	71000–75000 кг/год
зокрема:	
дизельне паливо ($t_{\text{кип.}} = 140\text{--}290\text{ }^{\circ}\text{C}$)	74936–74925 кг/год
сірчисті з'єднання (у перерахунку на сірку), $G_S^{(1)}$	64–75 кг/год
Температура потоку, $T^{(1)}$	51–60 $^{\circ}\text{C}$
Витрата газу, що містить водень $G^{(2)}$	345–780 кг/год
зокрема:	
водень $G_{\text{H}_2}^{(2)}$	0,35–0,80 кг/год
вуглеводні (парафіни) ($\text{C}_1\text{--}\text{C}_5$) $G_Y^{(2)}$	0,65–0,20 кг/год

сірководень $G_{\text{H}_2\text{S}}^{(2)}$	0–0,002 кг/год
Витрата абсорбенту $G^{(18)}$ зокрема:	6500–15000 кг/год
сірководень $G_{\text{H}_2\text{S}}^{(18)}$	0–0,0025 кг/год
розчин моноетаноламіна $G_{\text{MEA}}^{(18)}$	1–0,9975 кг/год
Витрата води на охолодження суміші у водяних холодильниках $G_{\text{H}_2\text{O}}$	60000 (при 15°C)– 65000 (при 25°C) кг/год
Початкова температура води $T_{\text{H}_2\text{O}}$	15–25°C
Тиск в циркуляційному контурі	50 атм
Параметри устаткування:	
1. Сировинний теплообмінник поверхня теплообміну F_1	221 м ²
коефіцієнт теплопередачі k_{T_1}	218,6 Вт/(м ² ·К)
число теплообмінників n_1	3 шт
2. Піч теплове навантаження $q_{\text{п}}$	8722,5 кВт
3. Реактор ступінь перетворення (з розрахунку на сірку) α	81,3 %
витрата реагентів на 1 кг перетвореної сірки	
водень r_{H_2}	2,9 кг/кг
дизельне паливо r_{T}	27,54 кг/кг
вихід продуктів на 1 кг перетвореної сірки	
сірководень $r_{\text{H}_2\text{S}}$	1 кг/кг
вуглеводні (парафіни) r_{V}	8,24 кг/кг
бензин $r_{\text{б}}$	22,2 кг/кг
4. Повітряний теплообмінник теплове навантаження q_{x}	4652 кВт
5. Водяний холодильник поверхня теплообміну F_2	200 м ²
коефіцієнт теплопередачі k_{T_2}	216 Вт/(м ² ·К)
число апаратів n_2 ,	2 шт
6. Сепаратор тиск	5,106 Па
7. Абсорбер ступінь абсорбції β	99,4 %
різниця температур на вході і на виході абсорбера, Δt	5 °C
8. Дільник потоків	

коефіцієнт розподілу потоків, γ

0,96

5. ОПИС ПРОГРАМИ “GIDRA” ДЛЯ РОЗРАХУНКУ ЦИРКУЛЯЦІЙНОГО ТРАКТУ ПРОЦЕСУ ГІДРООЧИЩЕННЯ ДИЗЕЛЬНИХ ПАЛИВ

Для виконання розрахунку необхідно виконати наступні дії:

- 1) Запустіть програму GIDRA.EXE. Виконуйте всі інструкції, що з'являються на екрані. Інтервали припустимих значень величин, що вводяться, наведені у розділі 4 до лабораторної роботи.
- 2) По закінченні розрахунку програма завершить свою роботу і поверне Вас у VOLKOV COMMANDER. Файл GIDRA.REZ з результатами розрахунку запишеться в той же каталог, що і GIDRA.EXE. Для перегляду результатів розрахунку відкрийте файл GIDRA.REZ натисканням клавіші F3 (F4) або сполученням клавіш ALT+F3 (F4).
- 3) В результаті розрахунку контрольні температури потоків повинні бути в межах інтервалів припустимих значень:

<i>№ потоку</i>	<i>припустимі значення</i>
5	285 – 300°C
6	360 – 420°C
9	60 – 80°C
10	40 – 50°C

5. ЗАВДАННЯ

При варіюванні сировинних потоків в межах 20–40% від базового значення і температур входів в межах 5–15% від базового значення проаналізувати вплив вказаних параметрів на показники функціонування схеми гідроочищення дизельних палив.

ЛАБОРАТОРНА РОБОТА №8. ПОБУДОВА МАТЕМАТИЧНОГО ОПИСУ ЕЛЕМЕНТІВ ТЕХНОЛОГІЧНОЇ СХЕМИ

МЕТА роботи:

- скласти детерміновану математичну модель теплообмінного апарату і визначити її параметри;
- скласти статистичну модель теплообмінника в матричному вигляді і розрахувати значення елементів матриці перетворення.

Лабораторна робота виконується на прикладі водяного холодильника схеми гідроочищення дизельного палива (позиція 5 на технологічній схемі або позиція 6 на розрахунковій схемі з методичних вказівок до лабораторної роботи «Розрахунок циркуляційного тракту процесу гідроочищення дизельних палив»).

При виконанні роботи використовуються прикладні програми розрахунку схеми гідроочищення дизельного палива (GIDRA.EXE) для визначення параметрів потоків теплообмінника за індивідуальним завданням і перевірконого розрахунку кожухотрубчатих теплообмінників (ЕКТЕPL.EXE) для визначення управляючих параметрів детермінованої моделі. При виконанні розрахунків теплообмінників рекомендується використовувати методичні вказівки до лабораторних робіт по дисципліні "Математичне моделювання і застосування ЕОМ".

1. ЗАГАЛЬНІ ВІДОМОСТІ

При розробці експериментально-статистичних моделей елементів ХТС не ставиться задача детального опису закономірностей процесів, що відбуваються в об'єктах моделювання. Математичний опис елемента будується у вигляді регресійних залежностей вихідних параметрів об'єкту від вхідних змінних і є звичайно лінійними або нелінійними поліноміальними рівняннями. Коефіцієнти матриці перетворення, що є одночасно і коефіцієнтами регресії відповідних поліномів, знаходять шляхом реалізації методів планування експерименту або на самому об'єкті, або на моделі, що відображає його фізико-хімічну суть.

Використовування методів планування експерименту на математичній моделі дозволяє істотно скоротити розрахункові процедури і одержати коефіцієнти матриці перетворення елемента ХТС в заданому діапазоні зміни вхідних змінних.

1.1. Побудова лінійних регресійних моделей елементів ХТС на основі планів першого порядку

До планів першого порядку відносяться повний і дробовий факторний експеримент (ПФЕ і ДФЕ). Лінійні рівняння регресії, одержувані за допомогою ПФЕ або ДФЕ, мають наступний вигляд

$$y_i = b_{0i} + b_{1i}X_1 + b_{2i}X_2 + \dots + b_{ni}X_n$$

де y – вихідний параметр (функція відгуку); b_{0i} – вільний член рівняння регресії; $b_{1i}, b_{2i}, \dots, b_{ni}$ – елементи матриці перетворення (коефіцієнти при лінійних членах рівняння регресії); X_1, X_2, \dots, X_n – вхідні змінні (фактори).

Загальне число дослідів ПФЕ N визначають по формулі: $N = 2^n$, де n – число вхідних змінних (факторів).

Перед проведенням дослідів або чисельного експерименту на детермінованій моделі елемента ХТС слід скласти план реалізації дослідів, який прийнято називати матрицею планування. Вона може бути складена в розмірних значеннях відповідних рівнів факторів (цей варіант матриці планування необхідний при постановці експериментальних досліджень) або в безрозмірних кодованих значеннях змінних (цей варіант матриці використовується, головним чином, для розрахунків коефіцієнтів рівняння регресії). Для переходу до кодованих змінних служить формула

$$X_i = (x_i - x_{i0}) / \Delta x_i; \quad i = 1, 2, \dots, n, \quad (1.1)$$

де X_i, x_i – значення фактора в кодованих і розмірних змінних; x_{i0} – значення фактора на базовому рівні; Δx_i – інтервал варіювання по даному фактору.

На практиці інтервал варіювання приймають у розмірі 20–50% від значення фактора на нульовому (базовому) рівні. Як базовий рівень фактора часто вибирають його значення у відпрацьованому режимі функціонування технологічного процесу або системи.

Матриця ПФЕ для двох факторів з урахуванням парних взаємодій кодованих змінних приведена в табл. 1. Такий варіант плану називається розширеною матрицею.

Основні принципи побудови матриць ПФЕ наступні:

- рівні варіювання першого фактору чергуються від досліду до досліду;
- частота зміни рівнів варіювання кожного подальшого фактора удвічі менше, ніж у попереднього.

Матриця планування ПФЕ має такі властивості

$$\sum_{j=1}^N X_{ji} = 0; \quad \sum_{j=1}^N X_{ji}^2 = N; \quad \sum_{j=1}^N X_{ji} X_{jm} = 0; \quad j \neq m, \quad (1.2)$$

де j і i – номери досліду і фактору.

Таблиця 1 – Розширена матриця повного двохфакторного експерименту

Номер досліду	Фактори			Функція відгуку
	X_1	X_2	$X_1 X_2$	
1	–1	–1	+1	y_1
2	+1	–1	–1	y_2
3	–1	+1	–1	y_3
4	+1	+1	+1	y_4

Властивість, виражена рівнянням (1.2), називається ортогональністю матриці. Вона дозволяє обчислити коефіцієнти регресії по простих формулах незалежно один від одного.

Коефіцієнти регресії за наслідками ПФЕ знаходять методом найменших квадратів. Основна умова методу формулюється таким чином: коефіцієнти регресії визначаються на підставі мінімізації суми квадратів відхилень між експериментальними y_j^e і розрахованими по рівнянню регресії значеннями функцій відгуку:

$$\sum_{j=1}^N (y_j^e - y_j^p)^2 \rightarrow \min.$$

У загальному випадку формули для розрахунку коефіцієнтів регресії по результатам ПФЕ мають вигляд:

$$b_0 = \frac{1}{N} \sum_{j=1}^N y_j^e \quad (1.3)$$

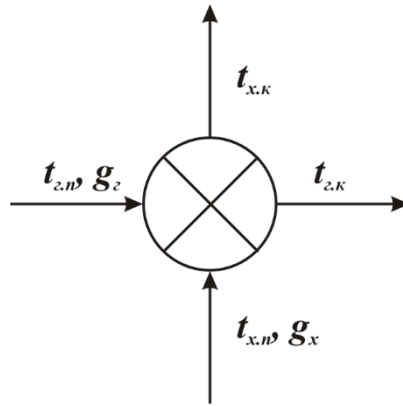


Рис. 7. Схема теплообмінника

$$b_i = \frac{1}{N} \sum_{j=1}^N x_{ji} y_j^e; \quad i = 1, 2, 3, \dots, n \quad (1.4)$$

$$b_{lm} = \frac{1}{N} \sum_{j=1}^N x_{jl} x_{jm} y_j^e; \quad i \neq m \quad (1.5)$$

За наслідками ПФЕ всі коефіцієнти регресії визначаються з однаковою похибкою.

Тоді, коли при побудові матриць перетворення елементів ХТС за допомогою ПФЕ і ДФЕ розв'язується задача апроксимації даних, одержаних шляхом постановки чисельного експерименту на детермінованій моделі об'єкту, статистичний аналіз одержаних рівнянь не роблять, а про якість апроксимації судять по значеннях відносної похибки в точках плану першого порядку:

$$\varepsilon = (y_j^e - y_j^p) / y_j^e \cdot 100\%$$

Побудову матриці перетворення за допомогою ПФЕ розглянемо на прикладі противоточного кожухотрубчатого теплообмінника (рис. 7).

Детермінована модель теплообмінника даного типу може бути записана у виді:

$$\begin{aligned} t_{г,к} &= t_{г,п} - (t_{г,п} - t_{х,п}) \cdot r \\ t_{х,к} &= t_{х,п} + (t_{г,п} - t_{х,п}) \cdot r \cdot n \\ n &= g_{г} C_{г} / (g_{х} C_{х}) \\ m &= k / (g_{г} C_{г}) \\ r &= \frac{e^{m \cdot (1-n)} - 1}{e^{m \cdot (1-n)} - n} \end{aligned} \quad (1.6)$$

Тут $t_{г,п}$ і $t_{г,к}$ – початкова і кінцева температури гарячого теплоносія; $t_{х,п}$ і $t_{х,к}$ – початкова і кінцева температури холодного теплоносія; $g_{г}$ і $C_{г}$ – витрата і теплоємність теплоносія, що віддає тепло (гарячого теплоносія); $g_{х}$ і $C_{х}$ – витрата і теплоємність теплоносія, що сприймає тепло (холодного теплоносія); k – коефіцієнт теплопередачі; F – поверхня теплопередачі.

В якості факторів, що впливають, (вхідних змінних) були вибрані:

- $x_1 (g_{х})$ – масова витрата холодного теплоносія, кг/год;
- $x_2 (g_{г})$ – масова витрата гарячого теплоносія (реакційної суміші), кг/год;
- $x_3 (t_{х,п})$ – початкова температура холодного теплоносія, °С;
- $x_4 (t_{г,п})$ – початкова температура гарячого теплоносія, °С,

Базові рівні і інтервали варіювання факторів приведені в табл. 2.

Таблиця 2 – Умови проведення чисельних експериментів на детермінованій моделі теплообмінника за допомогою ЕОМ

Найменування	X ₁	X ₂	X ₃	X ₄
Базовий рівень	16500	22500	147,5	610
Інтервал варіювання	1500	2500	12,5	40
Нижній рівень	15000	20000	135	570
Верхній рівень	18000	25000	160	650

В якості функції відгуку (вихідних параметрів) були вибрані:

y₁ (t_{x,к}) – кінцева температура холодного теплоносія, °С;

y₂ (t_{г,к}) – кінцева температура гарячого теплоносія, °С.

Для побудови матриці перетворення теплообмінника використовували ПФЕ типа 2–4. Матриця планування в розмірній і кодованій формі і результати її реалізації на детермінованій моделі теплообмінника приведені в табл. 3.

По формулах (1.3) і (1.4) розраховуємо коефіцієнти регресії. Наприклад, для залежності t_{x,к} від впливаючих факторів:

$$y_1(t_{x,к}) = b_0 + b_1X_1 + b_2X_2 + b_3X_3 + b_4X_4$$

Вільний член:

$$b_0 = 1/16 \cdot (504 + 476 + 510 + 485 + 508 + 482 + 514 + 490 + 572 + 539 + 580 + 549 + 576 + 544 + 583 + 554) = 529,1$$

Визначимо коефіцієнти при лінійних членах:

$$b_1 = 1/16 \cdot (-504 + 476 - 510 + 485 - 508 + 482 - 514 + 490 - 572 + 539 - 580 + 549 - 576 + 544 - 583 + (+554)) = -14,25;$$

$$b_2 = 4,0; \quad b_3 = 2,25; \quad b_4 = 33,0.$$

Таблиця 3 – Матриця планування і результати її реалізації на детермінованій моделі теплообмінника

Номер досвіду	Фактори								Функція відгуку	
	у розмірних значеннях				у кодованих значеннях					
	x ₁	x ₂	x ₃	x ₄	X ₁	X ₂	X ₃	X ₄	y ₁	y ₂
1	15000	20000	135	570	-1	-1	-1	-1	504	416
2	18000	20000	135	570	+1	-1	-1	-1	476	399
3	15000	25000	135	570	-1	+1	-1	-1	510	445
4	18000	25000	135	570	+1	+1	-1	-1	485	430
5	15000	20000	160	570	-1	-1	+1	-1	508	425
6	18000	20000	160	570	+1	-1	+1	-1	482	409
7	15000	25000	160	570	-1	+1	+1	-1	514	452
8	18000	25000	160	570	+1	+1	+1	-1	490	438
9	15000	20000	135	650	-1	-1	-1	+1	572	468

Продовження таблиці 3

10	18000	20000	135	650	+1	-1	-1	+1	539	448
11	15000	25000	135	650	-1	+1	-1	+1	680	501
12	18000	25000	135	650	+1	+1	-1	+1	549	484
13	15000	20000	160	650	-1	-1	+1	+1	576	477
14	18000	20000	160	650	+1	-1	+1	+1	544	458
15	15000	25000	160	650	-1	+1	+1	+1	583	509
16	18000	25000	160	650	+1	+1	+1	+1	554	492

По співвідношенню (1.1) перетворимо рівняння до розмірної форми:

$$X_1 = (x_1 - 16500)/1500;$$

$$X_2 = (x_2 - 22500)/2500;$$

$$X_3 = (x_3 - 147,5)/12,5;$$

$$X_4 = (x_4 - 617)/40;$$

Після перетворення одержимо:

$$y_1 = 120,05 - 0,0095 \cdot x_1 + 0,0016 \cdot x_2 + 0,18 \cdot x_3 + 0,828 \cdot x_4.$$

Виконавши аналогічні розрахунки, для y_2 маємо наступне рівняння регресії:

$$y_2 = -49,2173 - 0,005625 \cdot x_1 + 0,006275 \cdot x_2 + 0,345 \cdot x_3 + 0,66093 \cdot x_4$$

Таким чином, математична модель теплообмінника може бути записана в матричному вигляді

$$\begin{bmatrix} t_{x,k} \\ t_{r,k} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} a_{11} & a_{12} & a_{13} & a_{14} & a_{15} \\ a_{21} & a_{22} & a_{23} & a_{24} & a_{25} \end{bmatrix} \times \begin{bmatrix} g_x \\ t_{x,p} \\ g_r \\ t_{r,p} \\ 1 \end{bmatrix},$$

де $a_{11} = -0,0095$; $a_{21} = -0,005625$; $a_{12} = 0,18$; $a_{22} = 0,345$; $a_{13} = 0,0016$; $a_{23} = 0,006275$; $a_{14} = 0,828$; $a_{24} = 0,66093$; $a_{15} = 120,05$; $a_{25} = -49,2173$.

Для розрахунків елементів матриці перетворення по детермінованій моделі і обробки розрахункових експериментів за планом ПФЕ рекомендується скласти програму самостійно, допускається виконання цих розрахунків на калькуляторі.

2. ПОРЯДОК ВИКОНАННЯ РОБОТИ

- 1) Розрахувати параметри потоків схеми гідроочищення дизельного палива по заданій продуктивності, по сировині за допомогою програми для автоматизованого розрахунку (управляючий файл GIDRA.EXE).
- 2) З результатів розрахунку вибрати витрати і температури гарячого і холодного теплоносіїв водяного холодильника (елемент 6 розрахункової схеми) на вході

і виході. Фізико-хімічні константи теплоносіїв приймаються по методичним вказівкам.

- 3) Вибрати стандартний теплообмінник для охолодження парогазової суміші водою в схемі гідроочищення і його параметри – поверхню теплопередачі, діаметру кожуха, діаметр і товщину трубки, кількість трубок, довжину трубок, шаг між трубками, кількість ходів, кількість перегоронок в міжтрубному просторі, сумарний термічний опір стінок труб, напрям руху теплоносія.
- 4) За допомогою прикладної програми перевірного розрахунку теплообмінників для випадку теплопередачі без зміни агрегатного стану обох теплоносіїв (управляючий файл ЕКТЕРЛ.ЕХЕ) виконати розрахунок вибраного теплообмінника. У разі незадовільного результату вибирається і перевіряється інший стандартний теплообмінник. Прийнятним можна рахувати запас поверхні 10–25% при допустимих швидкостях руху потоків. Для остаточного варіанту потрібно вписати параметри поверхні і коефіцієнт теплопередачі.
- 5) Розрахувати параметри детермінованої моделі n , m і g і скласти детерміновану модель теплообмінника.
- 6) Скласти матрицю планування розрахункового експерименту на детермінованій моделі, використовуючи повний факторний експеримент для чотирьох факторів з варіюванням на двох рівнях (ПФЕ 2).
- 7) Розрахувати функції відгуку (вихідні параметри теплообмінника) для всіх точок розрахункового експерименту, вибравши по рекомендаціях інтервали варіювання висхідних 4-х параметрів.
- 8) Обробити результати повного факторного експерименту і розрахувати коефіцієнти лінійних регресій з вхідними параметрами в закодованому виді і в розмірній формі.
- 9) Записати лінійну спрощену модель теплообмінника. Розрахувати по моделі значення вихідних параметрів для основного варіанту (0-точка) і порівняти їх із знайденим раніше при розрахунку схеми.
- 10) Скласти модель теплообмінника в матричній формі.

3. ІНДИВІДУАЛЬНЕ ЗАВДАННЯ

Продуктивність по сировині $72000+200 N$

Зокрема – сірчисті з'єднання 75

дизельне паливо по залишку

Решта початкових даних для розрахунку схеми (вхідні параметри програми GIDRA) – по контрольному прикладу.

При орієнтовному розрахунку поверхні теплопередачі для вибору стандартного теплообмінника прийняти коефіцієнт теплопередачі в межах 150–250 Вт/(м²·К).

При виконанні лабораторної роботи рекомендується використовувати методичні вказівки до лабораторних робіт по розрахунку кожухотрубчатих

теплообмінників за допомогою прикладних програм з комплексу TEP.LEXE і по розрахунку схеми гідроочищення дизельного палива (програма GIDRA).

ВОДЯНИЙ ХОЛОДИЛЬНИК. Властивості теплоносіїв.

Гарячий теплоносій – ПГС після реактора

Густина, кг/м ³	вхід 100,9	вихід 106,8
Теплоємність, кДж/(кг·К)	вхід 2,183	вихід 2,099
Теплопровідність, Вт/(м·К)	вхід 4,889E-2	вихід 4,492E-2
В'язкість, Па·с	вхід 20,66E-5	вихід 19,68E-5

Холодний теплоносій – вода

Густина, кг/м ³	вхід 997	вихід 981
Теплоємність, кДж/(кг·К)	вхід 4,185	вихід 4,183
Теплопровідність, Вт/(м·К)	вхід 60,9E-2	вихід 66,2E-2
В'язкість, Па·с	вхід 902E-6	вихід 448E-6

ЛІТЕРАТУРА

1. Брем В. В. Методи автоматизованих розрахунків хіміко-технологічних систем: навч. посібник / В.В. Брем, О.В. Макаров; Держ. ун-т "Одес. політехніка". – Одеса, 2021. – 230 с.
2. Л.Р. Ладієва. Оптимізація технологічних процесів.: Навчальний посібник. – К.: НМЦ ВО, 2003. – 209 с.
3. Жалдак М.І. Основи теорії і методів оптимізації: Навчальний посібник/ Жалдак М.І., Триус Ю.В. Черкаси: Брама –Україна, 2005. – 608 с.
4. Загальна хімічна технологія: підручник / В.Т. Яворський, Т.В. Перекупко, З.О. Знак, Л.В. Савчук. Третє видання, доповнене та доопрацьоване. Львів: Видавництво Національного університету «Львівська політехніка», 2014. – 540 с.
5. Царьова З.М., Товажнянський Л,Л, Орлова Е.І. Основи теорії хімічних реакторів (комп'ютерний курс). – Харків: «НТУ ХП», 2002. – 615 с.
6. Бесков В.С., Сафронов В.С. Загальна хімічна технологія й основи промислової екології: Підручник для вузів. – М.:Хімія, 1999. – 472 с.
7. Кафаров В.В., Глебов М.Б. Математичне моделювання основних процесів хімічних виробництв: Учеб.посібник для вузів. – М.: Высш. шк., 1991. 400 с.
8. Кафаров В.В., Перов В.Л., Мешалкин В.П. Принципи математичного моделювання хіміко-технологічних систем. - М.: Хімія, 1992. – 312 с.