

УДК 661.716:66.011

КОЗАНЕВИЧ З. Я., к.т.н., доц.; ОЛІЙНИК С. В., магістрант
Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут»

РЕГУЛЮВАННЯ ПАРАМЕТРІВ ВИПАРНИКА ЕТИЛБЕНЗОЛУ У ВИРОБНИЦТВІ СТИРОЛУ

Обґрунтовано вибір і наведено структуру багатоконтурної системи регулювання параметрів випарника етилбензолу на основі його аналізу як технологічного об'єкта керування й розгляду передатних функцій за каналами керування і за перехресними каналами впливу. Система є придатною для використання в автоматизованій системі керування технологічними процесами виробництва стиролу.

Ключові слова: виробництво стиролу, випарник етилбензолу, система керування, АСКТП.

© Козаневич З. Я., Олійник С. В., 2016.

Постановка проблеми. Початковим технологічним процесом у виробництві стиролу є випаровування етилбензолу [1]. Цей процес визначає продуктивність усього виробництва. Випарник етилбензолу призначений для постачання в контактний апарат потрібної кількості пари етилбензолу заданого тиску. Регулювання параметрів випарника впливає на роботу всього технологічного процесу та є визначальним під час автоматизації виробництва в цілому.

Загальною науковою проблемою є обґрунтування синтезу багатоконтурних систем керування для конкретних процесів, не вирішеною частиною наукової проблеми є відсутність системи керування випарником етилбензолу у виробництві стиролу.

Метою статті є розроблення основних принципів регулювання параметрів випарника етилбензолу, що працює в складі автоматизованої системи керування технологічними процесами виробництва стиролу.

Виклад основного матеріалу. Основними вихідними параметрами випарника є витрата пари етилбензолу; тиск пари; рівень рідини в апараті. За сталого тиску пари в випарнику, сталого тиску в контактному апараті, лінійній характеристиці регульовального клапана на лінії пари витрата пари етилбензолу визначається відносним відкриттям цього клапана m , що відповідає завданню з витрати $F_{ев}$.

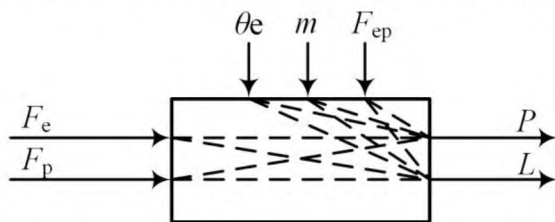


Рис. 1 – Спрощена структурно-параметрична схема випарника

Ступінь відкриття клапана буде збуренням для регулювання тиску пари етилбензолу P і рівня рідини в апараті L (рис. 1). Якщо допустити, що регенований етилбензол має бути використаним насамперед (як рециркуляційний потік у виробництві), то його витрата $F_{ев}$ теж буде збуренням у роботі випарника, впливаючи на рівень рідини в апараті L . Керівні впливи в регулюванні P і L – відповідно витрати пари F_p й свіжого етилбензолу F_e . Температура свіжого етилбензолу θ_e теж впливатиме на пароутворення, оскільки рідкий етилбензол спочатку нагрівають до температури кипіння $\theta_{евр}$.

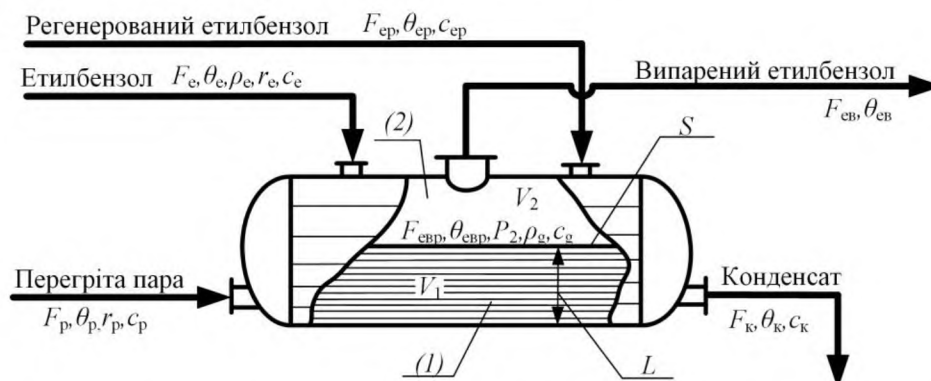
Динаміку параметрів випарника визначатимуть акумулюючі ємності рідини етилбензолу у випарнику й пари етилбензолу над поверхнею рідини. Для кожної з них за розрахунковою схемою (рис. 2) складено рівняння матеріального й теплового балансів за таких припущень: обидві акумулюючі ємності є об'єктами із зосередженими параметрами; питомі теплоємності для етилбензолу усіх видів за температури кипіння є рівними; температури свіжого й регенованого етилбензолу на вході є рівними; існують лінійні залежності між температурою кипіння етилбензолу й тиском, між питомою теплотою пароутворення етилбензолу й температурою, між густиною пари етилбензолу й тиском.

Математичний опис. Матеріальний баланс пари етилбензолу $F_{евр} - F_{ев} = d(V_2\gamma)/dt$, де $d(V_2\gamma)/dt$ – зміна кількості акумульованого етилбензолу в паровій фазі протягом часу dt . Матеріальний баланс рідкого етилбензолу $F_e + F_{еп} - F_{евр} = SdL/dt$, де SdL/dt – зміна кількості акумульованого рідкого етилбензолу протягом dt .

Тепловий баланс рідкого етилбензолу:

$$F_e c_e \theta_e + F_{еп} c_e \theta_e - F_{евр} c_e (\theta_{евр} - \theta_e) - F_{еп} c_e (\theta_{евр} - \theta_e) + F_p r_p - F_{евр} r_{ев} = V_1 \rho_1 c_e d\theta_{евр} / dt,$$

де $V_1 \rho_1 c_e d\theta_{евр} / dt$ – зміна кількості акумульованої теплоти.



F – витрата; θ – температура; c – питома масова теплоємність; ρ_e, ρ_g – густини етилбензолу та його пари; r_e, r_p – теплоти пароутворення етилбензолу й перегрітої пари; P_2 – тиск в газовій фазі; V_1, V_2 – об'єм рідкої й парової фази; S – площа поверхні поділу рідкої й парової фази; L – висота рідини; індекси стосуються: v, ep, evr, ev – свіжого, регенованого, випаровуваного й випареного етилбензолу; p, k – перегрітої пари й конденсату

Рис. 2 – Розрахункова схема випарника

Після лінеаризації одержимо:

$$-\Delta F_{evr} - A_M \Delta m - A_p \Delta P = V_2 a d\Delta P/dt, \text{ де } A_M = \xi(P - P_0)^{0,5}, A_p = \xi m(P - P_0)^{-0,5}, \text{ або}$$

$$T d\Delta P/dt + \Delta P(t) = K_{F_p} \Delta F_{evr}(t) - K_{M_p} \Delta m(t), \text{ де } T = V_2 a / A_p; K_{F_p} = 1/A_p; K_{M_p} = A_M/A_p;$$

$$-\Delta F_e(t) + \Delta F_{ep}(t) - \Delta F_{evr}(t) = S d\Delta L/dt;$$

$$-T_\theta d\Delta\theta_{evr}/dt + \Delta\theta_{evr}(t) + K_{F_{ep}\theta} \Delta F_{evr}(t) = -K_{F_e\theta} \Delta F_e(t) - K_{F_{ep}\theta} \Delta F_{ep}(t) + K_{\theta_e\theta} \Delta\theta_e(t) + K_{F_p\theta} \Delta F_p(t), \text{ де}$$

$$T_\theta = \frac{V_1 \rho_e c_e}{c_e (F_e + F_{ep}) + b_1 F_{evr}}; K_{F_e\theta} = K_{F_{ep}\theta} = \frac{c_e (2\theta_e + \theta_{evr})}{c_e (F_e + F_{ep}) + b_1 F_{evr}}; K_{\theta_e\theta} = \frac{2c_e (F_e + F_{ep})}{c_e (F_e + F_{ep}) + b_1 F_{evr}}; K_{F_{evr}\theta} = \frac{b_0 + b_1 \theta_{evr}}{c_e (F_e + F_{ep}) + b_1 F_{evr}}.$$

Перетворюємо за Лапласом змінну часу $t \rightarrow p$ за нульових початкових умов:

$$\Delta F_e(t) \rightarrow F_e(p); \Delta F_{ep}(t) \rightarrow F_{ep}(p); \Delta F_{evr}(t) \rightarrow F_{evr}(p); \Delta F_p(t) \rightarrow F_p(p); \Delta F_{ev}(t) \rightarrow F_{ev}(p),$$

$$d\Delta L/dt \rightarrow pL(p); d\Delta P/dt \rightarrow pP(p); d\Delta\theta_{evr}/dt \rightarrow p\theta_{evr}(p).$$

З урахуванням, що $\Delta\theta_{evr} = c\Delta P(t)$, тобто $\theta_{evr}(p) = cP(p)$

$$(Tp + 1)P(p) - K_{F_p} F_{evr}(p) = -K_{M_p} m(p); F_{evr}(p) + SpL(p) = F_e(p) + F_{ep}(p);$$

$$(T_\theta p + 1)cP(p) + K_{F_{evr}\theta} F_{evr}(p) = K_{F_e\theta} F_e(p) + K_{F_{ep}\theta} F_{ep}(p) + K_{\theta_e\theta} \theta_e(p) + K_{F_p\theta} F_p(p).$$

Розв'язуємо ці рівняння відносно вихідних параметрів $P(p)$ і $L(p)$ методом Крамера:

$$\Delta = \begin{vmatrix} (T_\theta p + 1)c & K_{F_{evr}\theta} & 0 \\ 0 & 1 & Sp \\ Tp + 1 & -K_{F_p} & 0 \end{vmatrix} = (T_\theta p + 1)cK_{F_p}Sp + K_{F_{evr}\theta}(Tp + 1)Sp = Sp(a_1 p + a_0)$$

де $a_1 = T_\theta K_{F_p} c + T K_{F_{evr}\theta}$, $a_0 = cK_{F_p} + K_{F_{evr}\theta}$, а вплив керівних дій $F_e(p)$ і $F_p(p)$ та збурень $F_{evr}(p)$, $\theta_e(p)$ і m :

$$F_e(p) \rightarrow [K_{F_e\theta} \ 1 \ 0]^T; F_{ep}(p) \rightarrow [K_{F_{ep}\theta} \ 1 \ 0]^T; \theta_e(p) \rightarrow [K_{\theta_e\theta} \ 0 \ 0]^T; F_p(p) \rightarrow [K_{F_p\theta} \ 0 \ 0]^T; m(p) \rightarrow [0 \ 0 \ -K_{M_p}]^T,$$

звідки передатні функції:

$$-W_{F_e L}(p) = \frac{b_{1F_e L} p + b_{0F_e L}}{Sp(a_1 p + a_0)}, \text{ де } b_{1F_e L} = T_\theta K_{F_p} c + T(K_{F_{evr}\theta} - K_{F_{ep}\theta}), b_{0F_e L} = cK_{F_p} + K_{F_{evr}\theta} - K_{F_{ep}\theta};$$

$$-W_{F_p P}(p) = \frac{b_{F_p P}}{S(a_1 p + a_0)}, \text{ де } b_{F_p P} = K_{F_p\theta} K_{F_p} S.$$

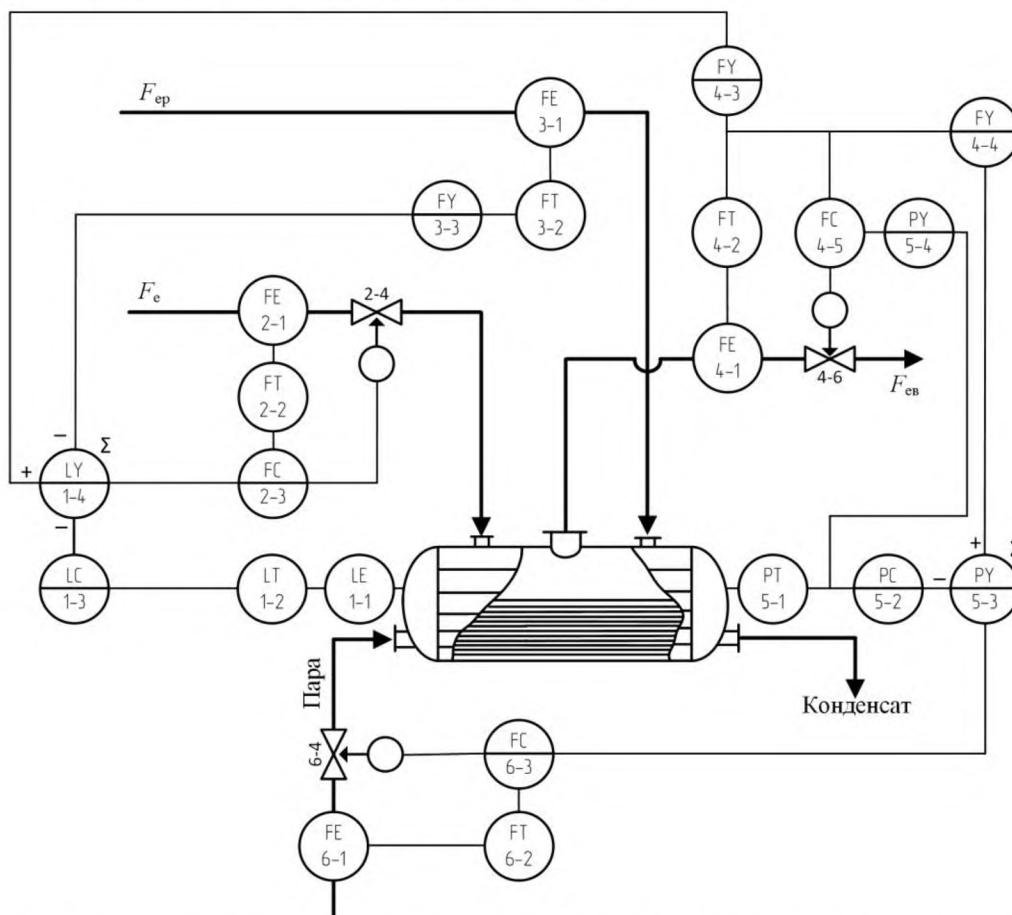
Маємо справу з ТОК з внутрішніми перехресними зв'язками, коли керівний вплив системи регулювання L діятиме як збурення для системи керування P і навпаки. Збуренням для регулювання рівня L є витрата пари F_p , що використовується для регулювання тиску P (вплив регулятора тиску на регулятор рівня). Передатна

$$\text{функція за каналом } F_p \rightarrow L: W_{F_p, L}(p) = -\frac{K_{F_p, \theta}(Tp+1)}{Sp(a_1p+a_0)}.$$

Збуренням для регулювання тиску P є витрата F_e , як керівна дія регулятора рівня (вплив регулятора рівня на регулятор тиску). Передатна функція за цим каналом $F_e \rightarrow P$ $W_{F_e, P}(p) = -\frac{K_{F_e, \theta}K_{FP}}{a_1p+a_0}$.

Щоб виключити вплив внутрішніх перехресних каналів на якість перехідних процесів, введено додаткові динамічні зв'язки через відповідні динамічні компенсатори. Передатні функції кожного компенсатора при подачі сигналу з нього на вхід об'єкта визначають як співвідношення передатних функцій за каналах збурення й керування [3].

Система регулювання параметрів випарника. Система регулювання рівня є каскадною. Її внутрішній контур складається з вимірювача витрати етилбензолу 2-1, нормувального перетворювача 2-2, регулятора 2-3 й виконавчого механізму 2-4. Зовнішній контур є комбінованою системою регулювання, що містить вимірювач рівня 1-1, нормувальний перетворювач 1-2, регулятор 1-3 і суматор 1-4, що формує завдання внутрішньому регулятору 2-3. На вхід суматора для компенсації збурень надходять сигнали витратоміра випареного етилбензолу 4-1 через перетворювач 4-2 і динамічний компенсатор 4-3, а також витратоміра регенованого етилбензолу 3-1 через перетворювач 3-2 і компенсатор 3-3.



FC – регулятори витрати етилбензолу та його пари; PC, LC – регулятори тиску й рівня;
 FY – динамічні компенсатори; FT, LT, PT – нормувальні перетворювачі

Рис. 3 – Схема регулювання параметрів випарника

Для регулювання тиску теж використано каскадну систему. Внутрішній контур регулювання витрати грійної пари складається з вимірювача витрати 6-1, нормувального пристрою 6-2, регулятора 6-3 і виконавчого механізму 6-4. Зовнішній контур складається з нормувального перетворювача тиску 5-1, регулятора 5-2 і суматора 5-3, що формує завдання регулятору грійної пари 6-3. На вхід суматора надходить, окрім сигналу регулятора 5-2, сигнал від збурення за витратою випареного етилбензолу від вимірювача 4-1 через перетворювач 4-2 і компенсатор 4-4.

У разі регулювання параметрів випарника за допомогою АСКТП чи комп'ютерно-інтегрованої системи функції регуляторів витрат FC , тиску PC і рівня LC , а також динамічних компенсаторів FY та індикаторів основних параметрів реалізують програмно й технічно як функції керівного обчислювального комплексу.

Висновки. Наведені принципи синтезу багатоконтурних систем регулювання параметрів випарника етилбензолу забезпечують їхнє автономне регулювання та компенсацію основних збурень у системі. У подальшому варто звернути увагу на технічну реалізацію конкретних динамічних компенсаторів як блоків програмного забезпечення та прив'язки їх до операційної системи реального часу АСКТП виробництва стиролу.

Список використаної літератури

1. Технология основного органического синтеза / под ред. Н. И. Урывалова. – М. : Химия, 1968. – 846 с.
2. Олійник С. В. Математична модель випарника етилбензолу у виробництві стиролу / С. В. Олійник, З. Я. Козаневич // Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології : тези доп. Восьмої наук.-практ. конф. студентів; Київ, 3-4 груд. 2014 р. – К. : НТУУ «КПІ», 2014. – С/ 15-16.
3. Автоматическое управление в химической промышленности / под ред. Е. Г. Дудникова. – М. : Химия, 1987. – 368 с.
4. Олійник С. В. Комбінована система регулювання випарника етилбензолу у виробництві стиролу / С. В. Олійник, З. Я. Козаневич // Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології : матеріали II Міжнар. наук.-практ. конф. молодих учених, аспірантів і студентів (АКІТ-2015) ; Київ, 15-16 квіт. 2015 р. – К. : НТУУ «КПІ», 2015. – С. 12-13.

Надійшла до редакції 22.11.2015

Kosanovic Z. Y., Oleinik S. V.

REGULATION OF THE PARAMETERS OF THE EVAPORATOR ETHYLBENZENE IN STYRENE PRODUCING

This article examines the evaporator ethylbenzene in producing styrene as a technological object of management. As a result of analysis of input and output parameters the main parameters to be regulated: the level of the liquid in the evaporator and the pressure of the vapor phase, and controlling influences by which it is desirable to adjust these parameters: consumption of fresh ethylbenzene and the flow rate of the heating pair. Installed inappropriate use costs the evaporated ethylbenzene as control action in the regulation of the vapor pressure of ethylbenzene, since this will lead to fluctuations in performance of the technological line for the production of styrene and disturbances in the work of the next device – of the reactor to produce styrene. Major disturbances in the operation of the vaporizer is recognized as the flow of recycled ethylbenzene and the flow rate of the vapor of ethylbenzene as a parameter, which controls (stabiliziruemost) specified performance lines for the production of styrene which is set by the higher level system, for example, a system of coordination of material flow throughout the production of styrene. Given the structural and parametric scheme of the evaporator ethylbenzene.

It is accepted that the main akumuljatsii capacities that determine the dynamics parameters of the evaporator ethylbenzene, is the material and thermal capacity of liquid and material ethylbenzene capacity ethylbenzene vapors. Formulated assumptions to create a mathematical model of the evaporator. On the basis of material and heat balance for the storage elements, the obtained system of three differential equations, which reflects the change of the state parameters under the action of the control actions and disturbances and is a mathematical model of the dynamics parameters of the evaporator. After linearization of the system of differential equations obtained the balance sheets of the system of differential equations in the deviations of variables from the main static mode. Turning over the Laplace variable time with zero initial conditions, the resulting system of linear equations for the state parameters, which reflects the influence of disturbances and control actions on these parameters. As a result, the method for solution of the Cramer system of linear equations for the controlled variables obtained transfer function of the control channels, and cross channel effects.

To eliminate the influence of internal cross-channels on the quality of transients used the principles of synthesis of the Autonomous control systems. Proposed to introduce additional fluxes through the relevant dynamic compensators.

As a result of the studies is given simplified scheme of regulation of parameters of the evaporator ethylbenzene, in which there are multi-circuit system of regulation of pressure and level using cascading and combined systems for compensation as the existing disturbances, and ensuring Autonomous regulation parameters of the evaporator.

Keywords: evaporator, ethylbenzene, process control system.

References

1. Yukelson, I.I. (1968), *Tekhnologiya osnovnoho orhanycheskoho synteza* [The technology of basic organic synthesis], Khimiya, Moscow, USSR.
2. Oliinyk, S.V. and Kozanevych, Z.Y. (2014), "Mathematical model of the evaporator in the production of ethylbenzene styrene", Proceedings of the Eighth Scientific Conference of students, Kyiv, Ukraine, pp. 15-16.
3. Dudnikov, E.G. (ed.) (1987), *Avtomaticheskoe upravlenie v himicheskoy promyshlennosti* [Automatic control in the chemical industry], Khimiya, Moscow, USSR.
4. Oliinyk, S.V. and Kozanevych, Z.Y. (2015), "Combined regulatory system evaporator in the production of styrene", *ACIT-2015*, Kyiv, Ukraine, pp. 12-13.

УДК 681.5(51)

КУБРАК А. І., к.т.н., проф.; КОВАЛЮК Д. О., к.т.н., доц.; ЗАДВОРНИЙ Б. В., магістрант
Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут»

ОБЧИСЛЕННЯ ЧАСТОТНИХ ХАРАКТЕРИСТИК ЗА СИСТЕМОЮ ЗВИЧАЙНИХ ДИФЕРЕНЦІАЛЬНИХ РІВНЯНЬ

Запропоновано програмну реалізацію алгоритму розрахунку частотних характеристик за системою звичайних диференціальних рівнянь у середовищі TURBO PASCAL і MatLab. Наведено структуру програм, описано їхні складові, проаналізовано результати моделювання.

Ключові слова: система автоматичного керування, частотні характеристики, TURBO PASCAL, MatLab.

© Кубрак А. І., Ковалюк Д. О., Задворний Б. В., 2016.

Постановка проблеми та аналіз попередніх досліджень. Частотні характеристики систем автоматичного керування розраховують шляхом заміни $p = j\omega$ у передатій функції відповідного каналу [1]. Якщо досліджувана система має множинну каналів, постає задача отримати частотні характеристики для кожного з них або для їхньої певної комбінації.

Математичний опис системи можна подати у вигляді системи звичайних диференціальних рівнянь у канонічній формі. Тоді, за необхідності, можна визначити будь-яку передатну функцію. Але бажано мати можливість розрахунку частотних характеристик для заданого каналу без попереднього визначення відповідної передатної функції [2]. Сучасні програмні засоби дозволяють це зробити.

Метою статті є підвищення точності й простоти моделювання систем керування завдяки програмній реалізації алгоритму розрахунку частотних характеристик за системою звичайних диференціальних рівнянь.

Алгоритм розв'язку. Наведемо систему диференціальних рівнянь в канонічній формі:

$$dy_z/dt = \sum_{z=1}^n A_{zs}y_s + \sum_{z=1}^m B_{zs}x_s, \quad 1 \leq z \leq n, \text{ де } x_s - \text{вхідні сигнали } (s = 1 \dots m); y_s - \text{вихідні сигнали } (s = 1 \dots n); ; n - \text{порядок системи; } m - \text{кількість входів; } A_{zs}, B_{zs} - \text{коефіцієнти.}$$

Розглянемо набір каналів, спільним входом яких є X_{Nimp} , а виходами – усі можливі y_s . Ненульовий приріст надається лише сигналу, для інших входів він є нульовим. Після перетворення за Лапласом:

$$pW_{Nimp,z}(p) = \sum_{z=1}^n A_{z,s} W_{Nimp,s} + B_{z,Nimp}, \quad 1 \leq z \leq n, \text{ де } W_{Nimp,s}(p) - \text{передавальна функція каналу } X_{Nimp} \rightarrow y_s.$$

Після заміни $p = j\omega$: $j\omega(Rz + iIz) = \sum_{s=1}^n A_{z,s}(R_s + iI_s) + B_{z,Nimp}, \quad 1 \leq z \leq n$, де R_z, I_z – дійсно- та уявно-частотна характеристики каналу $X_{Nimp} \rightarrow y_z$; R_s, I_s – те саме для каналу $X_{Nimp} \rightarrow y_s$.

Кожне з цих комплексних рівнянь розкладається на два (для дійсних та уявних частин). Для рівняння z: