

МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ ЗМІШУВАННЯ СИРОВИНИ ДЛЯ ВИРОБНИЦТВА ТЕХНІЧНОГО ВУГЛЕЦЮ

Розглянуто актуальну наукову і практичну проблему розробки способу прогнозування індекса кореляції сировини у процесі виробництва технічного вуглецю. На базі отриманої математичної моделі будуть синтезовані алгоритми оптимального керування рецептурою сировини і закладені в автоматизовану систему керування що дозволить направити кваліфіковані людські ресурси на вирішення інших актуальних проблем та підвищить економіку та швидкість виробництва.

Ключові слова: технічний вуглець, сажа, індекс кореляції, математична модель.

© Гавриш Б. А., Коржик М. В., 2019.

Постановка проблеми. Технічний вуглець (далі ТВ) використовується, в основному, для посилення резин. Його додавання дозволяє збільшити супротив резини стиранню та її міцність. Близько сімдесяти відсотків виготовленого ТВ використовується при виробництві шин. За даними наведеними у [1] видно що обсяг виробництва ТВ у світі неспинно зростає починаючи з 2010 року (у 2008 та 2009 роках був спад через економічну кризу). Через це стає дедалі більш значимим підтримання необхідної якості і дешевизни даного продукту задля здорової конкуренції (і взагалі її можливості) на ринку.

У виробництві ТВ сировиною є суміш багатьох вуглеводнів. Всі вони є побічними продуктами нафтохімічної чи коксохімічної промисловості, тому їх склад може коливатись навіть у одного постачальника [2]. Через це постає питання визначення оптимальної рецептури сировини при кожній поставці. Для цього необхідно розробити математичну модель що дозволить прогнозувати перебіг процесу і синтезувати алгоритми оптимального керування.

Аналіз попередніх досліджень. Оптимальна рецептура має бути найбільш економічно вигідною, тобто забезпечувати найбільший вихід технічного вуглецю на одиницю сировини. Таку рецептуру в нинішній час визначають в лабораторії, проводячи серію дослідів над компонентами [3]. Автоматизованої ж системи керування рецептурою на даний час не існує.

Метою роботи є розробка математичної моделі процесу змішування сировини для виробництва технічного вуглецю. Це необхідно для синтезу алгоритмів оптимального керування рецептурою сировини, котрі дозволять збільшити ефективність підприємств з виготовлення технічного вуглецю і направити кваліфіковані людські ресурси на вирішення інших актуальних проблем [4].

Математичне моделювання об'єкта керування.

Одним з параметрів що характеризують якість сировини є індекс кореляції (далі ІК). Він характеризує вихід ТВ на одиницю сировини.

При розробці математичної моделі прийняті такі припущення:

1. Між точками відбору інформації та реактором не відбувається хімічних реакцій.
2. Змішування проходить за принципом ідеального змішування. З цього можна зробити висновок що об'єкт має зосереджені параметри.

Математична модель буде розроблятися виходячи з [5] так як запропоновано у [6]. Задля створення запропонованої системи керування необхідно внести певні зміни у технологічну схему процесу, а саме від трубопроводів, в котрих течуть компоненти, зробити відгалуження і провести їх через теплообмінники, де компоненти будуть нагріватись до 100 °С. Це необхідно для визначення їх динамічних в'язкостей за такої температури. Після теплообмінників компоненти можна повернути у основні потоки.

В подальшому будуть використовуватись такі позначення: Q_1^t, Q_2^t, Q_3^t – об'ємні витрати компонентів при температурі t °С, м³/с; G_1, G_2, G_3 – масові витрати компонентів, кг/с; $\rho_1^t, \rho_2^t, \rho_3^t, \rho^t$ – густини компонентів і сировини за температури t °С, кг/м³; $\mu_1, \mu_2, \mu_3, \mu_t$ – динамічні в'язкості компонентів та сировини при температурі t °С, Па·с; ν_t – кінематична в'язкість сировини при температурі t °С, м²/с; t_{B1}, t_{B2}, t_{B3} – температури, при яких були виміряні густини компонентів, °С; ІК – індекс кореляції сировини.

Індекс кореляції можна знайти наступним чином [5]:

$$IK = 915,97d_4^{20} + 23,68/\nu_{100} - 199,63/(d_4^{20})^2 - 629,76$$

де $d_4^{20} = \rho^{20}/\rho_B^4$ – відносна густина сировини (відношення густини сировини при 20 °С до густини води при 4 °С, при чому $\rho_B^4 = 1000$ кг/м³).

У даній формулі використовується мм²/с як розмірність кінематичної в'язкості, тому наведемо формулу відповідно до кінематичної в'язкості вимірюваної у м²/с і підставимо вираз $d_4^{20} = \rho^{20}/\rho_B^4$:

$$IK = 915,97\rho^{20}/\rho_B^4 + 2,368 \cdot 10^{-5}/\nu_{100} - 199,63/(\rho^{20}/\rho_B^4)^2 - 629,76$$

Густину сировини можна знайти так $\rho^t = (\rho_1^t Q_1^t + \rho_2^t Q_2^t + \rho_3^t Q_3^t)/(Q_1^t + Q_2^t + Q_3^t)$

Необхідно привести густини компонентів по температурі. Для цього скористаємось температурною поправкою густини $\alpha_1 = 0,7 \text{ кг}/(\text{м}^3 \times ^\circ\text{C})$ [7], [2] для коксохімічної сировини (компонент 1) та $\alpha_2 = \alpha_3 = 0,65 \text{ кг}/(\text{м}^3 \times ^\circ\text{C})$ [2] для нафтохімічної сировини (компоненти 2 та 3) за формулою $\rho_n^{t_{in}} = \rho_n^{t_{bn}} + \alpha_n(t_{bn} - t_{in})$, де $\rho_n^{t_{in}}$ – приведена до t_{in} густина компонента n, кг/м³; $\rho_n^{t_{bn}}$ – виміряна при температурі t_{bn} густина компонента n, кг/м³.

Кінематичну в'язкість сировини можна знайти через динамічну як $\nu_{100} = \mu_{100}/\rho_{100}$, а динамічну можна знайти за формулою Манна $\mu_{100} = (Q_1^{100} + Q_2^{100} + Q_3^{100}) / (Q_1^{100}/\mu_{100} + Q_2^{100}/\mu_{200} + Q_3^{100}/\mu_{300})$.

У вищевведених формулах використовуються об'ємні витрати. Через масові витрати їх можна виразити так $Q^t = G/\rho^t$.

Позначимо суму масових витрат компонентів у змішувач як G . Можна виразити масові витрати G_1, G_2, G_3 через масові концентрації компонентів у сировині та G . Позначимо ці концентрації як x_1, x_2, x_3 . Можна виразити одну змінну x_1, x_2 чи x_3 через дві інші. Після очевидних перетворень отримаємо рівняння статички:

$$\begin{aligned} \text{ІК} = & 0,91597 \cdot \left(\frac{x_1}{\rho_1^{t_{b1}} + \alpha_1(t_{b1} - 20)} + \frac{x_2}{\rho_2^{t_{b2}} + \alpha_2(t_{b2} - 20)} + \frac{1 - x_1 - x_2}{\rho_3^{t_{b3}} + \alpha_3(t_{b3} - 20)} \right)^{-1} + \\ & + 2,368 \cdot 10^{-5} \frac{\frac{x_1}{\rho_1^{t_{b1}} + \alpha_1(t_{b1} - 100)\mu_{100}} + \frac{x_2}{\rho_2^{t_{b2}} + \alpha_2(t_{b2} - 100)\mu_{200}} + \frac{1 - x_1 - x_2}{\rho_3^{t_{b3}} + \alpha_3(t_{b3} - 100)\mu_{300}}}{\left(\frac{x_1}{\rho_1^{t_{b1}} + \alpha_1(t_{b1} - 100)} + \frac{x_2}{\rho_2^{t_{b2}} + \alpha_2(t_{b2} - 100)} + \frac{1 - x_1 - x_2}{\rho_3^{t_{b3}} + \alpha_3(t_{b3} - 100)} \right)^2} - \\ & - 1,9963 \cdot 10^{-4} \left(\frac{x_1}{\rho_1^{t_{b1}} + \alpha_1(t_{b1} - 100)} + \frac{x_2}{\rho_2^{t_{b2}} + \alpha_2(t_{b2} - 100)} + \frac{1 - x_1 - x_2}{\rho_3^{t_{b3}} + \alpha_3(t_{b3} - 100)} \right)^{-2} - 629,76 \end{aligned}$$

Динаміку процесу можна представити в дискретному часі так:

$$\text{ІК}(k) = 0,91597 \cdot \rho^{20}(k) + 2,368 \cdot 10^{-5} \cdot \rho^{100}(k) / \mu_{100}(k) - 1,9963 \cdot 10^{-4} \cdot (\rho^{20}(k))^2 - 629,76$$

$$\begin{aligned} \rho^t(k+1) = & (M_1(k) + M_2(k) + M_3(k) + M(k) - M_c(k)) \cdot \left(\frac{M_1(k)}{\rho_1^{t_{b1}}(k) + \alpha_1(t_{b1}(k) - t)} + \right. \\ & \left. + \frac{M_2(k)}{\rho_2^{t_{b2}}(k) + \alpha_2(t_{b2}(k) - t)} + \frac{M_3(k)}{\rho_3^{t_{b3}}(k) + \alpha_3(t_{b3}(k) - t)} + \frac{M(k) - M_c(k)}{\rho^t(k)} \right)^{-1}, \\ \mu_{100}(k+1) = & \left(\frac{M_1(k)}{\rho_1^{100}(k)} + \frac{M_2(k)}{\rho_2^{100}(k)} + \frac{M_3(k)}{\rho_3^{100}(k)} + \frac{M(k) - M_c(k)}{\rho^{100}(k)} \right) \times \\ & \times \left(\frac{M_1(k)}{\rho_1^{100}(k)\mu_{100}(k)} + \frac{M_2(k)}{\rho_2^{100}(k)\mu_{200}(k)} + \frac{M_3(k)}{\rho_3^{100}(k)\mu_{300}(k)} + \frac{M(k) - M_c(k)}{\rho^{100}(k)\mu_{100}(k)} \right)^{-1}, \end{aligned}$$

$$M(k+1) = M_1(k) + M_2(k) + M_3(k) + M(k) - M_c(k)$$

де $M(k)$ – маса акумульованої у змішувачі суміші, кг; $M_1(k), M_2(k), M_3(k)$ – надходження компонентів у змішувач, кг; $M_c(k)$ – вихід сировини зі змішувача, кг;

Варто помітити що інформація про витрату сировини зі змішувача має поступати як одне з завдань у систему керування рецептурою від системи керування реактором.

Так як керуючі впливи (концентрації або ж масові витрати компонентів) взаємопов'язані, дослідження статичних характеристик за кожним з каналів виду «витрата компонента – ІК» недоречно, так як у пропонованій системі керування керуючі впливи мають змінюватись одночасно і взаємопов'язано. Натомість пропонується використання багатовимірних статичних характеристик по єдиному каналу «концентрації компонентів – індекс кореляції сировини» для одного конкретного випадку збурень (дані взято з [3], [8] та [2]), а саме: $\rho_1^{100} = 1074 \text{ кг}/\text{м}^3$, $\rho_2^{100} = 1068 \text{ кг}/\text{м}^3$, $\rho_3^{100} = 858 \text{ кг}/\text{м}^3$, $\mu_{100} = 2,148 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$, $\mu_{200} = 2,67 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$, $\mu_{300} = 2,3166 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$.

Це дозволяє побудувати статичну характеристику по єдиному каналу «концентрації компонентів – індекс кореляції сировини» для цього випадку. Для цього у рівняння статички підставимо припущені значення збурень і зобразимо. На рисунках нижче представлена статична характеристика змішувача побудована згідно припущень у тривимірних координатах та у двовимірних (у вигляді сімейства графіків).

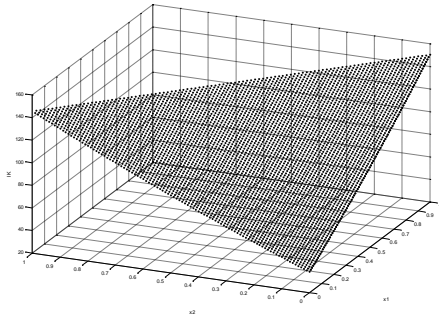


Рис. 1 – Статична характеристика змішувача представлена у тривимірних координатах

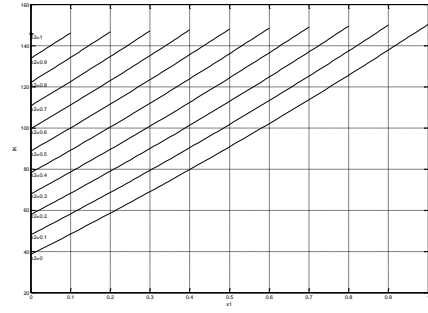


Рис. 2 – Статична характеристика змішувача представлена сімейством графіків

З цих рисунків видно, що найбільший К сировини отримуємо при використанні лише першого компонента, але при цьому слід пам'ятати що вартість компонентів коксохімічного походження більша ніж вартість компонентів нафтохімічного походження. Через це постає необхідність у розробці алгоритму знаходження оптимальної рецептури з врахуванням вартості закупки компонентів.

Побудуємо перехідні процеси при різних змінах входів (витрат та якісних характеристик компонентів) та незмінній витраті на виході. Для прикладу були обрані такі ступінчасті впливи: витрата одного з компонентів; густина одного з компонентів; динамічна в'язкість одного з компонентів.

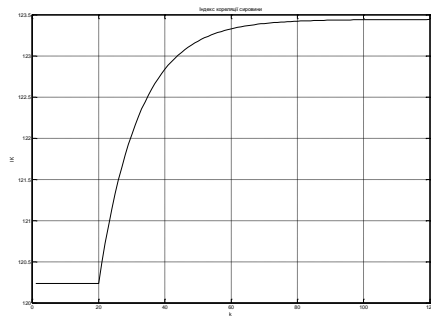


Рис. 3 – Перехідний процес при збільшенні масової витрати першого компонента на 20%

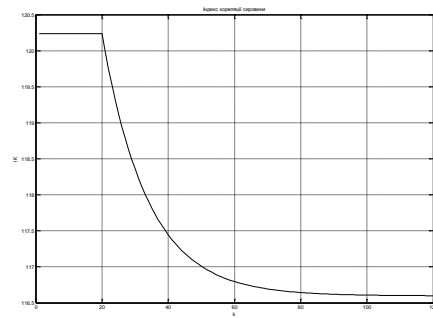


Рис. 4 – Перехідний процес при зменшенні масової витрати першого компонента на 20%

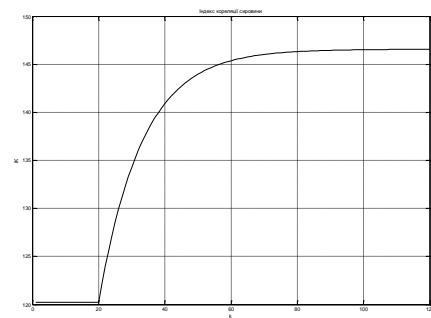


Рис. 5 – Перехідний процес при збільшенні густини (100 °C) першого компонента на 20%

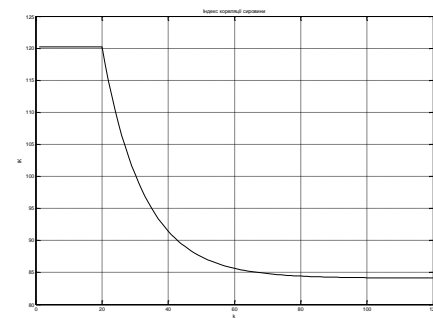


Рис. 6 – Перехідний процес при зменшенні густини (100 °C) першого компонента на 20%

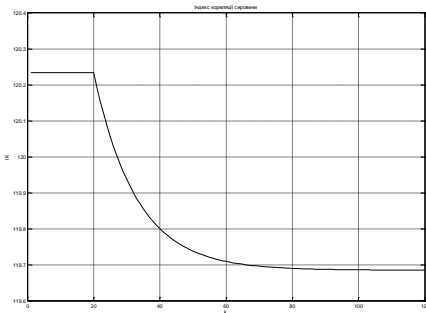


Рис. 7 – Перехідний процес при збільшенні в'язкості (100 °С) першого компонента на 20%

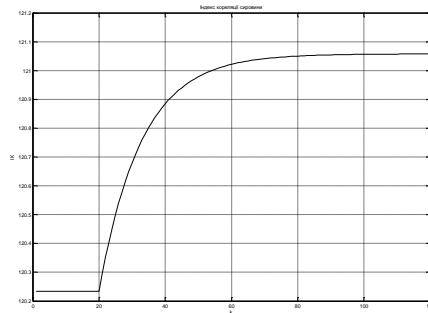


Рис. 8 – Перехідний процес при зменшенні в'язкості (100 °С) першого компонента на 20%

Висновки. Було досліджено технологічний процес змішування сировини для виробництва технічного вуглецю. Проаналізовано доцільність розробки нової системи керування. Розроблено математичну модель процесу. В даній роботі розглянута актуальна наукова та практична проблема моделювання процесу змішування сировини. Була наведена актуальність даної розробки, а також можливі шляхи використання, а саме синтез алгоритмів оптимального керування рецептурою сировини на базі яких є можливим проектування системи керування рецептурою сировини. Дана розробка дозволить оптимізувати використання наявних ресурсів для збільшення продуктивності виробництва технічного вуглецю та зменшення собівартості одиниці продукції. Це підвищить економіку виробництва і конкурентоспроможність за рахунок збільшення швидкодії, зменшення фінансових витрат і дасть можливість направити кваліфіковані людські ресурси на вирішення інших актуальних проблем. Для зручності подальшого практичного використання пропонується знаходження оптимальних керувань при багатьох різних значеннях параметрів компонентів та початкових умовах з подальшою апроксимацією. Це дозволить використовувати пропоновані алгоритми з використанням меншої кількості технічних ресурсів.

Список використаної літератури

1. Notch: CarbonBlackGlobal Outlook [Електронний ресурс] // carbonblack2017.com : електронний журнал 7-9.11.17. URL: www.carbonblack2017.com/userfiles/file/Presentation/01 - Mr_ Paul Ita .pdf
2. Ивановский В. И. Технический углерод. Процессы и аппараты [Текст] : учебное пособие / В. И. Ивановский. – Омськ: «Техуглерод», 2004. – 228 с. : ил.
3. Орлов В. Ю. Производство и использование технического углерода для резин [Текст] / В. Ю. Орлов, А. М. Комаров, Л. А. Ляпина. – Ярославль: Издательство Александр Рутман, 2002. 512 с.
4. Гавриш Б. А. Аналіз змішувача у виробництві технічного вуглецю [Текст] / Б. А. Гавриш, М. В. Коржик // Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології: Тези доповідей XI-ї науково-практичної конференції студентів; Київ, 06-07 грудня 2017 р. [Електронний ресурс] – Київ: КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2017. – 91 с. : іл. – Бібліогр.: в кінці тез. – Режим доступу: [http://ahv.kpi.ua/conferences/ACIT2017\(winter\).pdf](http://ahv.kpi.ua/conferences/ACIT2017(winter).pdf).
5. А. с. 1307304 СССР, МКИ G 01 N 11/00. Способ определения индекса корреляции сырья для производства сажи [Текст] / М. С. Цеханович, Л. А. Климанова, С. Д. Фарунцев (СССР). – № 3948688/24-25 ; заявл. 19.06.85 ; опубл. 30.04.87 , Бюл. № 16. – 2 с. : ил.
6. Гавриш Б. А. Розробка математичної моделі змішувача у виробництві технічного вуглецю [Текст] / Б. А. Гавриш, М. В. Коржик // Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології: Тези доповідей П'ятої науково-практичної конференції студентів; Київ, НТУУ «КПІ ім. І. Сікорського», 11–12 квітня 2018 р. – Київ.: НТУУ «КПІ ім. І. Сікорського», 2018. – 168с. : іл. –Бібліогр.: в кінці тез. – С. 53–55.
7. ДСТУ 8363:2015 Сировина коксохімічна для виробництва технічного вуглецю. Технічні умови [Текст]. – Надано чинності: наказ ДП «УкрНДНЦ» від 21.08.15 № 101. Чинний від 01.07.17. – Київ: ДП «УкрНДНЦ», 2017. – 29 с.
8. Зуев В. П. Производство сажи [Текст]: уч. изд. л / В. П. Зуев, В. В. Михайлов; редактор Скуба И. А., техн. редактор Пантелеева Л. А. – Москва: Химия, 1965. – 328 с.

Надійшла до редакції 15.02.2019

Havrysh B. A., Korzysh M. V.

MATHEMATICAL MODELING OF MIXTURE PROCESS RAW MATERIALS FOR MANUFACTURING CARBON BLACK

It was investigated the technological process of changing the raw material for the production of technical carbon. The expediency of developing a new control system is analyzed. The mathematical model process is developed. The volume of carbon black production in the world does not increase since 2010. Moreover, it will help to increase the quality of help and quality of money in the market.

The optimal formulation should be as economically profitable as possible, that is, to choose the highest yield of technical carbon per unit of raw materials. This formulation is currently determined in the laboratory by conducting a series of studies on components. Automated recipe management system does not exist at this time. Since the production of TV raw materials is a combination of many hydrocarbons and all of them are combined with products of the petrochemical or coke industry, through which their composition can fluctuate on a single user, raises questions about the optimal formulation of raw materials for each supplier. To do this, you need to develop a mathematical model that will allow you to predict the review of the process and synthesize optimal control algorithms.

In this paper, the actual scientific and practical problem of modeling the static and dynamic regime of the raw material process for the production of technical carbon is considered. The current development was introduced, as well as the possible use of the paths, namely, the synthesis of optimal management of raw recipe management, which can be used to optimize the recipes. This development will allow to optimize the types of use of available resources to increase the productivity of technical carbon production and reduce the number of production units. It improves economic efficiency and reduces the speed of costs, reducing financial costs and giving the opportunity to quasilifting human resources to solve other pressing problems. Transition processes have been built, aimed at the implementation of different models. They attest to the transient process of the first-order links.

Because of the significant nonlinearity and dependence, each other influences one another from the proposed automatic system of optimal control of the linearization of the object. For the convenience of further practical use, it is proposed to attract optimal controls at different meanings of the initial rates for further approximation. This will allow the proposed algorithms to be used with fewer technical resources.

Keywords: carbon black, soot, correlation index, mathematical model.

Referenses

1. Notch: CarbonBlackGlobal Outlook 7-9.11.17. URL: [www.carbonblack2017.com/userfiles/file/Presentation/01 - Mr_ Paul Ita .pdf](http://www.carbonblack2017.com/userfiles/file/Presentation/01-Mr_Paul_Ita_.pdf) (Accessed January 28, 2018).
2. Ivanovskij V. I. (2004). *Tekhnicheskij uglerod. Processy i apparaty* [Carbon black. Processes and devices], Tekhuglerod, Omsk, Russia.
3. Orlov V. Yu. Komarov A. M., Lyapina L. A. (2002). *Proizvodstvo i ispol'zovanie tekhnicheskogo ugleroda dlya rezin* [Production and use of carbon black for rubber], Aleksandr Rutman, Yaroslavl, Russia.
4. Havrysh B. A., Korzhyk M. V. (2017). "Analysis of the mixer in the production of carbon black", *Avtomatyzacija ta kompjuterno-integrovani tehnologiji: Tezy dopovidej XI-yi naukovo-praktychnoyi konferenciyi studentiv* [Automation and Computer-Integrated Technologies: Abstracts of the XIth Students Scientific and Practical Conference], Kyiv, Ukraine, December 06-07, 2017, pp. 5–6.
5. M. S. Cekhanovich, L. A. Klimanova, S. D. Faruncev (1985). Certificate of authorship 1307304 USSR, MKI G 01 N 11/00. "The method for determining the correlation index of raw materials for the production of carbon black"
6. Havrysh B. A., Korzhyk M. V. (2017). "Development of mathematical model of mixer in the production of technical carbon", *Avtomatyzacija ta kompjuterno-integrovani tehnologiji: Tezy dopovidej Pjatojy naukovo-praktychnoyi konferenciyi studentiv* [Automation and Computer-Integrated Technologies: Abstracts of the Fifth Students' Scientific and Practical Conference], Kyiv, Ukraine, April 11-12, 2018, pp. 53–55.
7. DSTU 8363:2015 Coke raw materials for the production of carbon black. Specifications/ National Standard of Ukraine. – Kyiv: State Enterprise "Ukrainian Research and Training Center for Standardization, Certification and Quality", 2015. – 29 p.
8. Zuev V. P., Mihajlov V. V. (1965). *Proizvodstvo sazhi* [Carbon black production], Himiya, Moskow, Russia.