

НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ
НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

Кваліфікаційна наукова
праця на правах рукопису

РОМАЩУК ОЛЕКСАНДР МИКОЛАЙОВИЧ

УДК 681.511.43, 681.513.8

ДИСЕРТАЦІЯ

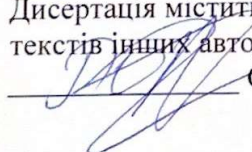
**ІНТЕЛЕКТУАЛЬНЕ СЦЕНАРНО-СИНЕРГЕТИЧНЕ КЕРУВАННЯ
ТЕХНОЛОГІЧНИМ КОМПЛЕКСОМ ЦУКРОВОГО ЗАВОДУ**

151 «Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології»

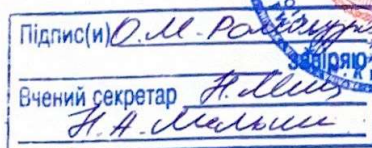
15 «Автоматизація та приладобудування»

Подається на здобуття наукового ступеня доктора філософії

Дисертація містить результати власних досліджень. Використання ідей, результатів і текстів інших авторів мають посилання на відповідне джерело

 О.М. Ромашук

Науковий керівник Кириченко Василь Дмитрович, кандидат технічних наук,
професор



Київ-2023

АНОТАЦІЯ

Ромащук О.М - Інтелектуальне сценарно-синергетичне керування технологічним комплексом цукрового заводу – Кваліфікаційна наукова праця на правах рукопису.

Дисертація на здобуття наукового ступеня доктора філософії за спеціальністю 151 «Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології» – Національний університет харчових технологій Міністерство освіти і науки України, Київ, 2023.

Робота присвячена питанням збільшення ефективності роботи технологічного комплексу цукрового заводу шляхом визначення атрактивних ситуаційно-значущих зон для задач сценарного керування, і на основі оперативної інтелектуальної аналітичної обробки даних реалізувати ефективні ресурсоощадні стратегії управління з використанням інтелектуальних механізмів.

Проаналізовано технологічний процес цукрового виробництва як складний об'єкт керування, оцінка рівня систем автоматизації дифузійного, сокоочисного і випарного відділень. Сформульовано проблеми керування матеріальними потоками цукрового заводу. Окреслено перспективи розвитку технологічного комплексу цукрового заводу на основі принципів і методів сучасної теорії автоматичного управління організаційно-технічними об'єктами.

Визначено, що процес виробництва цукру має характеристики складної технологічної системи. Варто підкреслити, що існують процеси з різними фізико-хімічними явищами, багатофакторністю, нестаціонарністю, високою невизначеністю, нелінійністю та складністю. характер поведінки. Ці характеристики об'єктів вимагають використання передових теоретичних і практичних методів і базуються на сучасних інформаційних технологіях.

Шляхом системного аналізу, експертних опитувань та когнітивного моделювання визначили пріоритетні технічні чинники, які покращують якість

продукції, підвищують продуктивність обладнання та знижують питомі витрати матеріальних ресурсів у виробництві цукру.

Проведений аналіз часових рядів основних змінних процесів дефекосатурації. Здійснено фільтрацію часових рядів, одержаних з реального об'єкта. Визначались показники Ляпунова як кількісна міра. Ці показники є одними з найважливіших характеристик атрактора, вони дозволяють визначити:

- ентропію динамічної системи;
- фрактальну розмірність атрактора;
- характерний час передбачуваності системи;
- поведінку системи.

Показники Ляпунова слугують мірою хаотичності динамічної системи. Ці показники в досліджуваних часових дають зрозумілим те, що поведінка системи є не визначеною, хаотичною.

Проведено реконструкцію хаотичних атракторів системи відповідно до теореми Такенса. Аналіз складної поведінки об'єкта, який в свою чергу включає хаотичні прояви поведінки, проводиться за показниками кореляційної розмірності системи, кореляційної ентропії Колмогорова, показника Херста і фрактальної розмірності. Отримані результати дозволили зробити висновок про наявність ділянок у часових рядах з проявами детермінованого поведінки і з переходами в хаотичний або стохастичний режими, тобто утворенням дисипативних просторово-часових структур.

Технічний комплекс цукрового заводу синтезовано з системою спільного керування. Тому організація ресурсозберігаючих керуючих впливів за заданими атракторами забезпечує відображення оптимального режиму роботи об'єкта.

З використанням сучасних інформаційних технологій створено структуру, алгоритм та програмне забезпечення системи автоматизації управління технологічним комплексом цукрового заводу.

Імітаційне моделювання та виробничі випробування запропонованого

технічного рішення показали, що покращується якість продукції, підвищується ефективність виробництва на 1,9%, зменшується енерговитрата на 3,6%, зменшуються втрати цукру на 0,08%.

Розроблене алгоритмічне та програмне забезпечення передано до впровадження на ВАТ Кашперівський цукровий завод. Також матеріали використовуються у навчальному процесі в Національному університеті харчових технологій. Така довідка додається.

Ключові слова: сценарно-синергетичне керування, автоматизований технолоічний комплекс, якість, інтелектуальна система керування, відділення дефекосатурації, системи управління, цукор, ідентифікація, автоматизація, математична модель, технологічний процес, вейвлет перетворення, математичне моделювання, модель, нейронні мережі.

Статті у наукових фахових виданнях України

1. Кишенько В.Д., Крищенко Д.О., Ромашук О.М., Горпинченко А.С. Оцінка характерних проявів поведінки Складних технологічних. *Вчені записки ТНУ імені В.І. Вернадського. Серія: Технічні науки*. 2023. Том 34 (73), № 1. С. 95-100.

<https://doi.org/10.32782/2663-5941/2023.1/14>

«Вчені записки ТНУ імені В.І. Вернадського» включено у перелік наукових фахових видань України з технічних наук, категорія Б, індексується у *Index Copernicus International*.

2. Крищенко Д.О., Ромашук О.М. Сценарне керування складними технологічними комплексами. *Вісник Херсонського Національного технічного університету*. 2023. № 2(85). С. 141-146.

<https://doi.org/10.35546/kntu2078-4481.2023.2.19>

«Вісник Херсонського Національного технічного університету» включено у перелік наукових фахових видань України з технічних наук, категорія Б, індексується GoogleScholar, Crossref, National Library of Ukraine (Vernadsky).

3. Ромашук О.М. Багатокритеріальне керування технологічним комплексом цукрового заводу. *Вчені записки ТНУ імені В.І. Вернадського. Серія: Технічні науки.* 2023. Том 34 (73), № 4. С. 225-230.

<https://doi.org/10.32782/2663-5941/2023.4/36>

«Вчені записки ТНУ імені В.І. Вернадського» включено у перелік наукових фахових видань України з технічних наук, категорія Б, індексується у Index Copernicus International.

4. Ромашук О.М. Інтелектуалізація прикладних функцій керування технологічним комплексом цукрового заводу. *Наукові праці Національного університету харчових технологій.* 2023. Том 29 (4), № 4. С. 21-32.

<https://doi.org/10.24263/2225-2924-2023-29-4-4>

«Наукові праці Національного університету харчових технологій» включено у перелік наукових фахових видань України з технічних наук, категорія Б, індексується в Index Copernicus, Google Scholar, EBSCOhost.

Тези доповідей та матеріали конференцій

5. Ромашук О.М., Кучер А.Є., Кишенько В.Д. Аналіз поведінки складних технологічних об'єктів керування методами нелінійної динаміки. *«Сучасні методи, інформаційне, програмне та технічне забезпечення систем керування організаційнотехнічними та технологічними комплексами»:* VI Міжнародна науково-технічна Internet-конференція, 20 листопада 2019 р. / НУХТ. Київ, 2019. С. 216.

https://drive.google.com/file/d/1HRpBoS22Y5bmLmonSmW-NUZ_JP7Zwp0u/view

6. Ромашук О.М., Кишенько В.Д. Аналіз проявів хаосу в поведінці технологічних процесів дефекосатурації. *«Сучасні методи, інформаційне, програмне та технічне*

забезпечення систем керування організаційнотехнічними та технологічними комплексами»: VII Міжнародна науково-технічна Internet-конференція, 26 листопада 2020 р. / НУХТ. Київ, 2020. С. 123.

https://drive.google.com/file/d/1uqm12pA_MKFlcB1wJMGySg_Y_NuyguFR/view

7. Ромащук О.М., Горпинченко А.С. Інтелектуальне керування відділенням дефекосатурації цукрового заводу на основі методів нелінійної динаміки. *«Сучасні методи, інформаційне, програмне та технічне забезпечення систем керування організаційнотехнічними та технологічними комплексами»*: VIII Міжнародна науково-технічна Internet-конференція, 20 листопада 2021 р. / НУХТ. Київ, 2021. С. 126

https://drive.google.com/file/d/1F_XOymRYbUgyH5-T49VPYyTCel2YsH2W/view

8. Ромащук О.М., Шевлюга В.О., Постол Н.В. Сценарне керування процесами сокодобування та дефекосатурації цукрового заводу. *«Сучасні методи, інформаційне, програмне та технічне забезпечення систем керування організаційнотехнічними та технологічними комплексами»*: VIII Міжнародна науково-технічна Internet-конференція, 20 листопада 2021 р. / НУХТ. Київ, 2021. С. 127

https://drive.google.com/file/d/1F_XOymRYbUgyH5-T49VPYyTCel2YsH2W/view

9. Ромащук О.М., Горпинченко А.С., Загребельний В.Г. Синергетичний синтез нелінійних систем керування теплоенергетичними об'єктами. *«Сучасні методи, інформаційне, програмне та технічне забезпечення систем керування організаційнотехнічними та технологічними комплексами»*: IX Міжнародна науково-технічна Internet-конференція, 20 листопада 2022 р. / НУХТ. Київ, 2022. С. 154.

<https://drive.google.com/file/d/13R3VkfJtmeRMu7UtPxI-oY79iq2kSKbg/view>

10. Кишенько В.Д., Ромащук О.М., Горпинченко А.С. Системний, синергетичний та ситуаційний підходи при розв'язанні задач керування технологічними комплексами. *«Сучасні методи, інформаційне, програмне та*

технічне забезпечення систем керування організаційнотехнічними та технологічними комплексами»: IX Міжнародна науково-технічна Internet-конференція, 20 листопада 2022 р. / НУХТ. Київ, 2022. С. 162.

<https://drive.google.com/file/d/13R3VkfJtmeRMu7UtPxI-oY79iq2kSKbg/view>

11. Ромашук О.М., Кишенько В.Д. Аналіз поведінки технологічного комплексу цукрового заводу методами нелінійної. *Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті* : 86 Міжнародна наукова конференція молодих учених, аспірантів і студентів, Київ, 2–3 квітня 2020 р. / НУХТ. Київ, 2020. Ч. 2. С. 379.

https://drive.google.com/file/d/1wjvF6eGCYun9_vBDLEtpq1_rTqLEX4l1/view

12. Ромашук О.М., Кишенько В.Д. Фрактальне прогнозування хаотичних часових рядів технологічного комплексу цукрового заводу. *Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті* : 87 Міжнародна наукова конференція молодих учених, аспірантів і студентів, Київ, 15-16 квітня 2021 р. / НУХТ. Київ, 2021. Ч.2. С. 355.

https://drive.google.com/file/d/1rvdi2dwQfEl_unVPJHbo4dnn1PhnRzVI/view?usp=sharing

13. Ромашук О.М., Кишенько В.Д. Нелінійна динаміка та детермінований хаос-необхідні засоби у підвищенні ефективності керування технологічними комплексами цукрового виробництва. *Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті* : 85 Міжнародна наукова конференція молодих учених, аспірантів і студентів, Київ, 11–12 квітня 2019 р. / НУХТ. Київ, 2019. Ч.2. С. 388.

<https://drive.google.com/file/d/1n8NDWvY7acChMnhUMAn8wDBGW0R7mlOn/view?usp=sharing>

14. Kyshenko V. D., Romashchuk O.M. SYNERGISTIC APPROACH TO THE TASK OF CONTROL TECHNOLOGICAL COMPLEXES // World science: problems,

prospects and innovations. Proceedings of the 10th International scientific and practical conference. Perfect Publishing. Toronto, Canada. 2021. Pp. 84-91.

<https://sci-conf.com.ua/wp-content/uploads/2021/06/WORLD-SCIENCE-PROBLEMS-PROSPECTS-AND-INNOVATIONS-16-18.06.21.pdf>

15. Kyshenko V. D., Romashchuk O.M. CONCEPTUAL PROVISIONS OF CONTROL THEORY BASED ON THE PRINCIPLES OF SYNERGETICS AND CHAOS THEORY// European scientific discussions. Proceedings of the 8th International scientific and practical conference. Potere della ragione Editore. Rome, Italy. 2021. Pp. 100-104.

<https://sci-conf.com.ua/wp-content/uploads/2021/06/EUROPEAN-SCIENTIFIC-DISCUSSIONS-20-22.06.2021.pdf>

16. Kyshenko V. D., Romashchuk O.M., Pankov D.V. Reconstruction of attractors of complex systems on the basis of time series/Розділ в колективній монографії Scientific foundations of solving engineering tasks and problems: collective monograph / Demchyna B., Vozniuk L., Surmai M., Hladyshev D., Babyak V.– etc. – International Science Group. – Boston : Primedia eLaunch, 2021. 758 p. Available at : DOI 10.46299/ISG.2021.MONO.TECH.II-408-420

<https://isg-konf.com/wp-content/uploads/2021/06/Monograph-USA-Technical-2021-II-isg-konf.pdf>

17. Kyshenko V. D., Romashchuk O.M., Pankov D.V. DEVELOPMENT OF ALGORITHMS FOR PREDICTING THE EVOLUTION OF COMPLEX DYNAMIC SYSTEM// Slovak international scientific journal, №53.– P.42-46.

<http://sis-journal.com/wp-content/uploads/2021/06/Slovak-international-scientific-journal-%E2%84%9653-2021-VOL.1.pdf>

18. Smityuh, Y., Kyshenko, V., Romashchuk, A. Research of Attractive Behavior and Chaos Characteristics of a Control Object at Its Computer Modeling. In: Szewczyk, R., Zieliński, C., Kaliczyńska, M. (eds) Automation 2022: New Solutions and Technologies for Automation, Robotics and Measurement Techniques. AUTOMATION

2022. Advances in Intelligent Systems and Computing, vol 1427. Springer, Cham. pp. 143–150. (Scopus)

https://doi.org/10.1007/978-3-031-03502-9_15

19. Smityuh Y., Kyshenko V., Romashchuk O., Gorpichenko A. Intelligent synergistic control of the technological complex for the sugar factory. 2022 IEEE 11th International Conference on Intelligent Systems. 2022. IS 2022. (Scopus)

<https://doi.org/10.1109/IS57118.2022.10019728>

ABSTRACT

O.M. Romashchuk - Intellectual scenario-synergistic management of the technological complex of a sugar factory - Qualification research paper with manuscript rights.

Dissertation for obtaining the scientific degree of candidate of technical sciences in specialty 151 "Automation and computer-integrated technologies" - National University of Food Technologies of the Ministry of Education and Science of Ukraine, Kyiv, 2023.

The work is devoted to the issues of increasing the efficiency of the technological complex of the sugar factory by determining attractive situationally significant zones for scenario management tasks, and on the basis of operational intelligent analytical processing of data to implement effective resource-saving management strategies using intelligent mechanisms.

The technological process of sugar production as a complex object of management, the assessment of the level of automation systems of diffusion, juice cleaning and evaporation departments is analyzed. The problems of managing the material flows of the sugar factory are formulated. The prospects for the development of the technological complex of the sugar factory based on the principles and methods of the modern theory of automatic management of complex organizational and technical objects are outlined.

It was determined that technological processes of sugar production have characteristic features of complex technological systems, among which it is worth

highlighting the presence of processes with different nature of physico-chemical phenomena, multifactoriality, non-stationarity, high degree of uncertainty, nonlinearity, complex nature of behavior. Such features of the object require the application of advanced methods of theory and practice, as well as their implementation on the basis of modern information technologies.

By means of system analysis, expert surveys and cognitive modeling, priority technical factors that improve product quality, increase equipment productivity and reduce the specific costs of material resources in sugar production were determined.

The analysis of time series of the main variable processes of defecosaturation was carried out. Time series obtained from a real object were filtered. Lyapunov indices were determined as a quantitative measure. These indicators are one of the most important characteristics of the attractor, they allow you to determine:

- entropy of the dynamic system;
- the fractal dimension of the attractor;
- characteristic time of system predictability;
- system behavior.

Lyapunov indices serve as a measure of the chaoticity of a dynamic system. These indicators in the studied time periods make it clear that the behavior of the system is undefined and chaotic.

Reconstruction of chaotic attractors of the system was carried out in accordance with Takens' theorem. The analysis of the complex behavior of the object with intermittency, which includes chaotic manifestations, was carried out according to the indicators of correlation dimension, Kolmogorov correlation entropy, Hurst index and fractal dimension.

The technical complex of the sugar factory is synthesized with a joint control system. Therefore, the organization of resource-saving control influences according to the given attractors ensures the display of the optimal operating mode of the object.

With the use of modern information technologies, the structure, algorithm and software of the automation system for managing the technological complex of the sugar factory were created.

Simulation modeling and production tests of the proposed technical solution showed that product quality improves, production efficiency increases by 1.9%, energy consumption decreases by 3.6%, and sugar losses decrease by 0.07%.

The developed algorithmic and software was transferred to the JSC Kashperiv sugar factory for implementation and is used in the educational process at the department of automation and intelligent control systems of the National University of Food Technologies, as evidenced by relevant certificates.

Key words: scenario-synergistic control, automated technological complex, quality, intelligent control system, defecosaturator department, control systems, sugar, identification, automation, mathematical model, technological process, wavelet transformation, mathematical modeling, model, neural networks.

Articles in scientific and professional publications of Ukraine

1. Kishenko V.D., Kryshchenko D.O., Romaschuk O.M., Horpinchenko A.S. Evaluation of the characteristic manifestations of the behavior of complex technological ones. Academic notes of TNU named after V.I. Vernadskyi. Series: Technical sciences. 2023. Volume 34 (73), No. 1. P. 95-100.

<https://doi.org/10.32782/2663-5941/2023.1/14>

"Scientific notes of TNU named after V.I. Vernadskyi" is included in the list of technical scientific publications of Ukraine, category B, indexed by Index Copernicus International.

2. Kryshchenko D.O., Romaschuk O.M. Scenario management of complex technological complexes. Bulletin of the Kherson National Technical University. 2023. No. 2(85). P. 141-146.

<https://doi.org/10.35546/kntu2078-4481.2023.2.19>

"Bulletin of the Kherson National Technical University" is included in the list of technical scientific publications of Ukraine, category B, indexed by GoogleScholar, Crossref, National Library of Ukraine (Vernadsky).

3. Romaschuk O.M. Multi-criteria management of the technological complex of the sugar factory. Academic notes of TNU named after V.I. Vernadskyi. Series: Technical sciences. 2023. Volume 34 (73), No. 4. P. 225-230.

<https://doi.org/10.32782/2663-5941/2023.4/36>

"Scientific notes of TNU named after V.I. Vernadskyi" is included in the list of technical scientific publications of Ukraine, category B, indexed by Index Copernicus International.

4. Romaschuk O.M. Intellectualization of the applied functions of managing the technological complex of the sugar factory. Scientific works of the National University of Food Technologies. 2023. Volume 29 (4), No. 4. P. 21-32.

<https://doi.org/10.24263/2225-2924-2023-29-4-4>

"Scientific works of the National University of Food Technologies" is included in the list of technical scientific publications of Ukraine, category B, indexed in Index Copernicus, Google Scholar, EBSCOhost.

Abstracts of reports and materials of conferences

5. Romaschuk O.M., Kucher A.E., Kyshenko V.D. Analysis of the behavior of complex technological control objects by methods of nonlinear dynamics. "Modern methods, information, software and technical support of management systems of organizational-technical and technological complexes": VI International Scientific and Technical Internet Conference, November 20, 2019 / NUHT. Kyiv, 2019. P. 216.

https://drive.google.com/file/d/1HRpBoS22Y5bmLmonSmW-NUZ_JP7Zwp0u/view

6. Romaschuk O.M., Kishenko V.D. Analysis of manifestations of chaos in the behavior of technological processes of defecosaturation. "Modern methods, information, software and technical support of management systems of organizational-technical and

technological complexes": VII International Scientific and Technical Internet Conference, November 26, 2020 / NUHT. Kyiv, 2020. P. 123.

https://drive.google.com/file/d/1uqml2pA_MKFlcB1wJMGySg_Y_NuyguFR/view

7. Romashchuk O.M., Horpinchenko A.S. Intelligent management of the department of defecosaturation of the sugar factory based on the methods of nonlinear dynamics. "Modern methods, information, software and technical support of management systems of organizational-technical and technological complexes": VIII International Scientific and Technical Internet Conference, November 20, 2021 / NUHT. Kyiv, 2021. P. 126

https://drive.google.com/file/d/1F_XOymRYbUgyH5-T49VPYyTCel2YsH2W/view

8. Romashchuk O.M., Shevlyuga V.O., Postol N.V. Scenario management of the processes of juice extraction and defecosaturation of the sugar factory. "Modern methods, information, software and technical support of management systems of organizational-technical and technological complexes": VIII International Scientific and Technical Internet Conference, November 20, 2021 / NUHT. Kyiv, 2021. P. 127

https://drive.google.com/file/d/1F_XOymRYbUgyH5-T49VPYyTCel2YsH2W/view

9. Romashchuk O.M., Horpychenko A.S., Zagrebelnyi V.G. Synergistic synthesis of non-linear control systems of thermal power facilities. "Modern methods, information, software and technical support of management systems of organizational-technical and technological complexes": IX International Scientific and Technical Internet Conference, November 20, 2022 / NUHT. Kyiv, 2022. P. 154.

<https://drive.google.com/file/d/13R3VkfJtmeRMu7UtPxI-oY79iq2kSKbg/view>

10. Kishenko V.D., Romaschuk O.M., Horpinchenko A.S. Systemic, synergistic and situational approaches to solving the problems of managing technological complexes. "Modern methods, information, software and technical support of management systems of organizational-technical and technological complexes": IX International Scientific and Technical Internet Conference, November 20, 2022 / NUHT. Kyiv, 2022. P. 162.

<https://drive.google.com/file/d/13R3VkfJtmeRMu7UtPxI-oY79iq2kSKbg/view>

11. Romashchuk O.M., Kishenko V.D. Analysis of the behavior of the technological complex of the sugar factory by non-linear methods. Scientific achievements of youth - solving the problems of human nutrition in the 21st century: 86th International Scientific Conference of Young Scientists, Postgraduate Students and Students, Kyiv, April 2-3, 2020 / NUHT. Kyiv, 2020. Part 2. P. 379.

https://drive.google.com/file/d/1wjvF6eGCYun9_vBDLEtpq1_rTqLEX4l1/view

12. Romashchuk O.M., Kishenko V.D. Fractal forecasting of chaotic time series of a technological complex of a sugar factory. Scientific achievements of youth - solving the problems of human nutrition in the 21st century: 87th International Scientific Conference of Young Scientists, Postgraduate Students and Students, Kyiv, April 15-16, 2021 / NUHT. Kyiv, 2021. Part 2. P. 355.

https://drive.google.com/file/d/1rvdi2dwQfEl_unVPJHbo4dnn1PhnRzVI/view?usp=sharing

13. Romaschuk O.M., Kishenko V.D. Non-linear dynamics and deterministic chaos are necessary tools in increasing the efficiency of management of technological complexes of sugar production. Scientific achievements of youth - solving the problems of human nutrition in the 21st century: 85th International Scientific Conference of Young Scientists, Postgraduate Students and Students, Kyiv, April 11-12, 2019 / NUHT. Kyiv, 2019. Part 2. P. 388.

<https://drive.google.com/file/d/1n8NDWvY7acChMnhUMAn8wDBGW0R7mlOn/view?usp=sharing>

14. Kyshenko V.D., Romashchuk O.M. SYNERGISTIC APPROACH TO THE TASK OF CONTROL TECHNOLOGICAL COMPLEXES // World science: problems, prospects and innovations. Proceedings of the 10th International scientific and practical conference. Perfect Publishing. Toronto, Canada. 2021. pp. 84-91.

<https://sci-conf.com.ua/wp-content/uploads/2021/06/WORLD-SCIENCE-PROBLEMS-PROSPECTS-AND-INNOVATIONS-16-18.06.21.pdf>

15. Kyshenko V.D., Romashchuk O.M. CONCEPTUAL PROVISIONS OF CONTROL THEORY BASED ON THE PRINCIPLES OF SYNERGETICS AND CHAOS THEORY// European scientific discussions. Proceedings of the 8th International scientific and practical conference. Potere della ragione Editore. Rome, Italy. 2021. pp. 100-104.

<https://sci-conf.com.ua/wp-content/uploads/2021/06/EUROPEAN-SCIENTIFIC-DISCUSSIONS-20-22.06.2021.pdf>

16. Kyshenko V.D., Romashchuk O.M., Pankov D.V. Reconstruction of attractors of complex systems on the basis of time series/Section in the collective monograph Scientific foundations of solving engineering tasks and problems: collective

monograph / Demchyna B., Vozniuk L., Surmai M., Hladyshev D., Babyak V.– etc. – International Science Group. – Boston : Primedia eLaunch, 2021. 758. Available at : DOI 10.46299/ISG.2021.MONO.TECH.II-408-420

<https://isg-konf.com/wp-content/uploads/2021/06/Monograph-USA-Technical-2021-II-isg-konf.pdf>

17. Kyshenko V.D., Romashchuk O.M., Pankov D.V. DEVELOPMENT OF ALGORITHMS FOR PREDICTING THE EVOLUTION OF COMPLEX DYNAMIC SYSTEM// Slovak international scientific journal, №53.– P.42-46.

<http://sis-journal.com/wp-content/uploads/2021/06/Slovak-international-scientific-journal-%E2%84%9653-2021-VOL.1.pdf>

18. Smityuh, Y., Kyshenko, V., Romashchuk, A. Research of Attractive Behavior and Chaos Characteristics of a Control Object at Its Computer Modeling. In: Szewczyk, R., Zieliński, C., Kaliczyńska, M. (eds) Automation 2022: New Solutions and Technologies for Automation, Robotics and Measurement Techniques. AUTOMATION 2022. Advances in Intelligent Systems and Computing, vol 1427. Springer, Cham. pp. 143–150. (Scopus)

https://doi.org/10.1007/978-3-031-03502-9_15

19. Smityuh Y., Kyshenko V., Romashchuk O., Gorpinchenko A. Intelligent synergistic control of the technological complex for the sugar factory. 2022 IEEE 11th International Conference on Intelligent Systems. 2022. IS 2022. (Scopus)

<https://doi.org/10.1109/IS57118.2022.10019728>

ЗМІСТ

ВСТУП.....	19
1. АНАЛІЗ ПРОБЛЕМ ІНТЕЛЕКТУАЛЬНОГО СЦЕНАРНО- СИНЕРГЕТИЧНОГО КЕРУВАННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИМ КОМПЛЕКСОМ ЦУКРОВОГО ЗАВОДУ ТА ШЛЯХИ ЇХ ПОДОЛАННЯ.....	25
1.1. Характеристика технологічних комплексів харчових виробництв як складних об'єктів управління.....	25
1.2. Аналіз технологічного комплексу цукрового виробництва як складного об'єкта управління	29
1.3. Сучасні підходи до керування складними організаційно-технічними системами	52
1.4. Постановка задачі дослідження	58
Висновки до розділу 1.....	59
2. ДОСЛІДЖЕННЯ ТЕХНОЛОГІЧНОГО КОМПЛЕКСУ ЦУКРОВОГО ЗАВОДУ МЕТОДАМИ НЕЛІНІЙНОЇ ДИНАМІКИ ТА ДЕТЕРМІНОВАНОГО ХАОСУ.....	61
2.1. Аналіз часових рядів параметрів об'єкта керування	61
2.2. Реконструкція атракторів динамічної системи технологічних процесів цукрового виробництва	79
2.3. Спектральний аналіз систем.....	95
2.4 Сценарний підхід до управління динамічною системою.....	101
Висновки до розділу 2.....	111
3. РОЗРОБКА ТА ФОРМУВАННЯ СТРАТЕГІЙ КЕРУВАННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИМ КОМПЛЕКСОМ.....	112
3.1. Ідентифікація математичних моделей цукрового виробництва в умовах невизначеності	112

3.2. Алгоритми багатоцільового управління з урахуванням ситуаційної пріоритетності критеріїв та нечітких обмеженнях.....	128
3.3. Когнітивне моделювання поведінки технологічних процесів цукрового заводу	143
3.4.Лінгвістична апроксимація технологічних показників виробництва цукру.....	148
3.5. Інтелектуальний аналіз нечітких часових рядів.....	150
Висновки до розділу 3.....	153
4. РЕАЛІЗАЦІЯ ТА АНАЛІЗ ФУНКЦІОНУВАННЯ СИСТЕМИ ІНТЕЛЕКТУАЛЬНОГО СЦЕНАРНО-СИНЕРГЕТИЧНОГО КЕРУВАННЯ ТЕХНОЛОГІЧНОГІЧНИМ КОМПЛЕКСОМ ЦУКРОВОГО ЗАВОДУ.....	155
4.1. Розробка функціональної структури системи багатокритеріального керування технологічними процесами виробництва цукру	155
4.2. Імітаційне моделювання системи керування технологічними процесами виробництва цукру	163
4.3. Синтез синергетичних регуляторів.....	168
4.4. Алгоритмічне та програмне забезпечення системи сценарно-синергетичного керування технологічним комплексом цукрового заводу.....	181
Висновки до розділу 4.....	187
ВИСНОВКИ.....	188
СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ.....	190
ДОДАТКИ.....	209

ВСТУП

Актуальність роботи

У сучасній економічній ситуації перед цукровою галуззю України постало актуальне завдання покращення якості продукції, підвищення ефективності виробництва, впровадження ресурсозберігаючих технологій. У процесі вирішення цих завдань важливе значення має автоматизація технологічних процесів та їх оптимізація, що сприяє інтенсифікації виробництва цукру шляхом контролю та регулювання параметрів процесу та координації роботи виробничих ділянок цукрового заводу. Вирішальним фактором у створенні ситем автоматизації, є керування матеріальними потоками на всіх етапах виробництва цукру.

Відомі системи автоматизації цукрового виробництва не в повній мірі реалізують оперативні управлінські рішення через високу невизначеність технологічних параметрів, особливо якісних показників сировини, напівфабрикатів і готової продукції, а також не враховують особливості ситуаційної поведінки об'єкта керування. Поведінка технічного комплексу цукрового заводу є мінлива, проявляються ознаки хаосу, внаслідок впливу великої кількості технічних і техніко-економічних факторів. Задачу оптимального управління об'єктом, що працює в таких умовах, можна вирішити опираючись сценарний підход, розглядаючи об'єкт як складну динамічну систему. Стан цієї системи визначається еволюцією ситуаційно-значущих зон, які беруть участь в створенні сценаріїв керування. Визначальним джерелом збільшення ефективності технологічного комплексу, як складної нелінійної динамічної системи, є взяття до уваги явищ самоорганізації, на основі яких необхідно виконати синтез систем динамічнїсинергетичного керування.

Складні системи керування характеризуються: високою невизначеністю в різних формах, багатокритеріальністю, значними рівнями шуму та нелінійним характером поведінки даної системи. Прийняття управлінських рішень у таких ситуаціях надзвичайно складне і в деяких випадках приймається рефлексивно з урахуванням досвіду та інтуїції обслуговуючого персоналу. Такі об'єкти управління

мають значну інерційність, та ефективність управлінських дій, що здійснюються щодо об'єкта управління, може бути недостатньою. Сучасні автоматизовані системи керування зосереджені в основному на лінійних, детермінованих або стохастичних об'єктах керування з відомими законами керування, без урахування складних поведінкових характеристик технологічного комплексу. Розробка систем інтелектуального сценарно-синергетичного керування технологічним комплексом дозволить отримати більш якісну продукцію, знизити ресурсні витрати, які є актуальною науковою та технічною задачею сьогодення.

Зв'язок дисераційної роботи з науковими програмами, темами, планами.

Дисерація виконана в рамках науково-дослідної роботи на кафедрі автоматизації та комп'ютерних технологій систем управління в Національному університеті харчових технологій: «Наукові основи створення автоматизованих систем управління для комп'ютерно-інтегрованих виробництв харчової промисловості» (номер реєстрації 0112U001496) та «Розробити основи ресурсноощадного інтелектуального керування біотехнологічними процесами з використанням багатоагентних сценарно-когнітивних моделей» (номер реєстрації 0107U000223) «Створити динамічні експертні системи керування біотехнологічними комплексами харчових виробництв в умовах ситуаційної невизначеності» (номер реєстрації 0112U001085).

Ступінь обгрунтованості наукових положень, висновків і рекомендацій, сформульованих у дисерації

Метою дисераційної роботи є збільшення ефективності функціонування ТК цукрового заводу за допомогою створення автоматизованої системи керування технологічним комплексом на основі реалізації ресурсощадних алгоритмів інтелектуального керування за принципами та методами нелінійної динаміки та сценарного підходу.

Отже необхідно розв'язати такі основні задачі:

- з використанням системного аналізу, експертного опитування та когнітивного моделювання розкрити пріоритетні технологічні фактори забезпечення поліпшення якості продукції, підвищення продуктивності обладнання та зниження питомих витрат при виробництві цукру;
- провести дослідження технологічних процесів цукрового виробництва щоб виявити самоорганізацію в таких процесах, вивчення атрактивної поведінки об'єкта керування в умовах детермінованого хаосу;
- розробити сценарії та алгоритми багатокритеріального керування технологічним комплексом цукрового заводу в умовах невизначеності та конфліктності;
- реалізувати синтез синергетичного керування комплексом цукрового заводу у відповідності із атрактивною поведінкою об'єкта керування;
- сформувати структуру автоматизованої системи керування технологічним комплексом цукрового заводу на основі принципів нелінійної динаміки і детермінованого хаосу, сценарно-синергетичного керування.

Об'єктом дослідження. Об'єктом дослідження виступає технологічний комплекс виробництва цукру.

Предмет дослідження, це автоматизована системи керування технологічним комплексом заводу, в основі побудови якої лежать моделі та алгоритми знаходження оптимальних керувальних дій в певних умовах невизначеності та конфліктності досліджувальної системи.

Методи дослідження. Для розв'язання поставлених задач використовуються засоби системного аналізу, принципи та методи нелінійної динаміки хаотичної динаміки, вейвлет-прогнозування, багатокритеріальної оптимізації в умовах невизначеності та конфліктності, інтелектуальних систем, імітаційного моделювання, базові положення сценарного підходу, інтелектуальних систем та методи синергетичного керування виробничими процесами. Раціональність основних теоретичних положень і результатів дослідження підтверджено математичними моделями та експериментальними даними

Достовірність і наукова новизна результатів дослідження

- Вперше на основі факторно-цільового та ситуаційного аналізу розроблені сценарії керування технологічним комплексом цукрового заводу, що дозволить реалізувати у певних ситуаційно-значущих зонах технологічних параметрів ресурсоощадне керування.

- Вперше розроблені алгоритми багатокритеріального керування ТК цукрового заводу в умовах невизначеності та конфліктності, що дозволили забезпечити відмінні кондиції продукції, підвищення продуктивності виробництва та економію ресурсів.

- Отримали подальший розвиток методи та алгоритми прогнозування розвитку об'єкта управління на основі вейвлет-аналізу та принципів нелінійної динаміки.

- Одержали подальший розвиток методи аналізу технологічних процесів виробництва цукру, як складної організаційно-технічної системи з точки зору нелінійної динаміки, що дозволило встановити явища самоорганізації, виявити в просторі параметрів порядку наявність інваріантних багатообразів-атракторів;

- Удосконалена методологія побудови синергетичних регуляторів на основі поточної ідентифікації значень параметрів порядку об'єкта та забезпечення оптимальної траєкторії в атракторах.

- Удосконалена структура автоматизованої системи керування технологічним комплексом за рахунок введення сценарно-синергетичного керування з використанням новітніх інформаційно-управляючих платформ.

- Одержали подальший розвиток математичні моделі ТК цукрового заводу у відповідності з особливостями прояву атрактивної поведінки об'єкта.

Теоретичне та практичне значення отриманих результатів

За отриманими результатами здійснених досліджень було розроблено пакет програмного та алгоритмічного забезпечення автоматизованої системи інтелектуального сценарно-синергетичного керування технологічним комплексом цукрового заводу.

Результати дисертаційної роботи передані для впровадження на ВАТ Кашперівський цукровий завод, та використовуються в навчальному процесі на кафедрі автоматизації та комп'ютерних технологій систем управління в Національному університеті харчових технологій

Особистий внесок здобувача

Наукові положення та результати, які відображені в даній роботі, автор отримав особисто. Дисертаційна робота виконана самостійно. В опублікованих працях у співавторстві, особистий внесок автора полягає в наступному:

запропоновано алгоритми та способи вияву системних факторів в об'єкті керування, прогнозування на основі вейвлет-фрактального аналізу часових рядів технологічних змінних; розроблені методи усунення невизначеностей у вхідній інформації, яка надходить від об'єкта керування; здійснена постановка і розв'язана задача багатокритеріальної оптимізації технологічних процесів цукрового виробництва в умовах невизначеності та конфліктності; запропоновані та обгрунтовані сценарії керування технологічним комплексом цукрового заводу на основі нечіткого виділення ситуційно-значущих зон та атрактивної поведінки об'єкта; удосконалена методологія побудови синергетичних регуляторів на основі поточної ідентифікації значень параметрів порядку об'єкта; розроблена структура автоматизованої системи керування технологічним комплексом цукрового заводу на основі принципів мережевоцентричного керування і використання передових інформаційних технологій.

Планування напрямків роботи, обговорення результатів та підготовка публікацій відбувалась безпосередньою за участю наукового керівника В.Д. Кишенька.

Апробація матеріалів дисертації. Основні результати роботи доповідалися та обговорювалися на таких конференціях як: «Сучасні методи, інформаційне, програмне та технічне забезпечення систем керування організаційно-технічними та технологічними комплексами»: VI Міжнародна науково-технічна Internet-

конференція, 20 листопада 2019 р.; «Сучасні методи, інформаційне, програмне та технічне забезпечення систем керування організаційнотехнічними та технологічними комплексами»: VII Міжнародна науково-технічна Internet-конференція, 26 листопада 2020 р.; «Сучасні методи, інформаційне, програмне та технічне забезпечення систем керування організаційнотехнічними та технологічними комплексами»: VIII Міжнародна науково-технічна Internet-конференція, 20 листопада 2021 р.; «Сучасні методи, інформаційне, програмне та технічне забезпечення систем керування організаційнотехнічними та технологічними комплексами»: IX Міжнародна науково-технічна Internet-конференція, 20 листопада 2022 р.; *Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті* : 86 Міжнародна наукова конференція молодих учених, аспірантів і студентів, Київ, 2–3 квітня 2020 р.; *Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті* : 87 Міжнародна наукова конференція молодих учених, аспірантів і студентів, Київ, 15-16 квітня 2021р.; *Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті* : 85 Міжнародна наукова конференція молодих учених, аспірантів і студентів, Київ, 11–12 квітня 2019 р.; World science: problems, prospects and innovations. Proceedings of the 10th International scientific and practical conference. Perfect Publishing. Торонто, Канада. 202р.; European scientific discussions. Proceedings of the 8th International scientific and practical conference. Potere della ragione Editore. Рим, Італія. 2021р.

Публікації. Основні результати роботи викладено у 19 друкованих працях, 4 з них - це статті у фахових виданнях України категорії «Б». 1 публікація в закордонному журналі. 1 розділ в колективній монографії та 13 тез доповідей в закордонних та Українських конференціях.

Структура роботи. Дисертація складається зі вступу, містить 4 розділи, висновків, списку використаних джерел (158 найменування) і додатків. Загальний обсяг роботи становить 208 сторінок тексту і включає 66 рисунков та 14 таблиць.

РОЗДІЛ 1

АНАЛІЗ ПРОБЛЕМ ІНТЕЛЕКТУАЛЬНОГО СЦЕНАРНО- СИНЕРГЕТИЧНОГО КЕРУВАННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИМ КОМПЛЕКСОМ ЦУКРОВОГО ЗАВОДУ ТА ШЛЯХИ ЇХ ПОДОЛАННЯ

1.1. Характеристика технологічних комплексів харчових виробництв як складних об'єктів управління

Сучасні промислові підприємства і великі технічні комплекси — складні технологічні процеси, що складають основу випуску готового продукту. Під великими технічними комплексами (ВТК) розуміються складні об'єкти, здатні автономно функціонувати на значному інтервалі часу. Прикладом ВТК можуть бути корабельні системи, підводні човни, супутники, літаки, комплекси по видобутку нафти, харчові підприємства та ін.

Під складністю мається на увазі кількісна характеристика великого числа агрегатів, з'єднаних між собою технологічними зв'язками. Останнє породжує складності якісного характеру, що складаються в багатоваріантності прийняття рішень на стадіях проектування і керування технологічними комплексами. Труднощі керування такими комплексами виникають через велику кількість альтернативних варіантів, багатокритеріальності вибору прийнятих рішень і невизначеності вихідної інформації.

Підвищення економічної ефективності технічних процесів потребує використання сучасних методів і систем управління, нових якісних методів та засобів автоматизації. Обумовлюється це тим, що параметри різних підпроцесів можуть кригуватися під впливом збурювань, або при зміні технологічних режимів, що позначається на роботі інших процесів, з якими вони зв'язані матеріальними або енергетичними потоками. Прийняття рішень для оптимізації або підвищення ефективності процесів тяжке при заданих технологічних рамках змінни стану об'єкту і керування для всього діапазону зміни параметрів взаємопов'язаних

підсистем. Спростити експлуатацію і керування такими системами можливо або за рахунок раціонального вибору структури (структур) і параметрів технологічного процесу разом із системами автоматизації на стадії проектування, або за рахунок впровадження підсистем у вже існуючі системи. Ці системи представляють єдність технологічного об'єкта керування і пристрої логічного керування. Якщо "розірвати" цю єдність, то технологічна система перестане функціонувати.

На практиці економічна ефективність ведення процесу стає вторинною характеристикою технологічної системи. Спочатку необхідно забезпечити такі властивості технологічних систем, як гнучкість, тобто можливість протистояти умовам функціонування, що змінюються; стабілізованість - властивість системи, що пов'язана з якістю перехідних процесів і стійкістю; живучість - можливість керування процесом при несправностях у системі керування або агрегатах, за допомогою яких реалізується технологічний процес; надійність - виключення аварійних ситуацій.

Сучасні технологічні процеси і комплекси характеризуються впливом окремих підпроцесів один на одного. Це зв'язано з прагненням проектувальників до зменшення капітальних витрат і зниженню габаритних розмірів устаткування, що приводить до появи технологічних процесів із сильно зменшеними або цілком відсутніми розділовими ємкостями. Для таких технологічних процесів установлюються підвищені вимоги до якості керування в динаміці. У даному випадку динаміка окремих агрегатів і підпроцесів технологічної системи виявляється сильно взаємозалежною.

З теорії і практики автоматичного керування відомо, що такі характеристики процесу, як керованість, стійкість, живучість визначаються внутрішніми властивостями об'єкта керування. Розробка чисельних мір оцінки цих характеристик — важлива задача, вирішення якої дозволить цілеспрямовано проводити добір проектних варіантів серед множини припустимих, при цьому техніка проектування повинна бути спрямована на задоволення потреб виробництва.

У багатьох випадках проектування і експлуатації АСУ виявилося [1], що прийняття апріорі деякої незмінної математичної моделі об'єкта управління є неадекватною дійсному стану речей. В одних випадках це результат того, що через складність процесів, що протікають в об'єкті управління, одержання його математичної моделі на основі відомих фізичних або хімічних законів виявляється практично нерозв'язним завданням, в інших - це може бути результатом того, що в процесі експлуатації АСУ під впливом зовнішніх або внутрішніх неконтрольованих факторів (збурень) відбувається зміна характеристик самого об'єкта керування.

Зазвичай система визнається складною [2], якщо для побудови її моделі недостатньо попередньої інформації. Це означає, що поведінка складної системи істотно залежить від факторів, про вплив яких практично нічого невідомо. Тому у випадку, коли об'єктом керування є складна система (СС), про її модель можна сказати лише те, що невідомі не тільки коефіцієнти або параметри аналітичних виразів, що описують об'єкт управління, але і навіть сам вид цих виразів. Тому побудова змістовної аналітичної моделі складного об'єкта керування (СОУ) дуже проблематично і, очевидно, у цьому випадку може йти мова лише про побудову моделей інших класів.

Таким чином, основна проблема при створенні адаптивних АСУ складними системами (ААСУ СС) полягає у виборі або розробці математичної моделі, що забезпечує налагодження на специфіку об'єкта керування за рахунок використання апостеріорної інформації про нього і середовище, а також за рахунок додаткової інформації, що надходить уже в процесі експлуатації системи. Першим етапом на шляху конкретизації уявлень про цю модель, що дозволяє найбільш адекватно описати складний об'єкт керування, є визначення її класу.

Примітно, що і класичні, добре вивчені "детерміністські" об'єкти керування в загальному випадку не можуть розглядатися як зовсім незмінні. На деяких етапах експлуатації або в деяких ситуаціях вони можуть поводитися як складні стохастичні системи. Природно, реальна система керування повинна стійко управляти об'єктом

керування не тільки на "детерміністських" ділянках його історії, але і у точках, у яких його подальше поведження стає у високому ступені невизначеним і непередбаченим. Уже одне це означає, що необхідно розробляти підходи до керування системами, у поведженні яких іноді або постійно є присутнім істотний елемент випадковості, або того, що в цей час математично описується як випадковість, а в дійсності (наприклад, у свідомих істот) цілком може виявитися проявом свободи волі у випадку ергатичних (людино-машинних) систем.

Технологічні комплекси багатьох виробництв, включаючи харчові виробництва, відносяться до складних об'єктів управління. Одним з важливих відділів цукрового виробництва є бурякопереробне відділення.

Згідно ознак складної системи, сформульованих в роботі [3], а саме:

- значна кількість елементів;
- взаємодія та взаємозв'язок між елементами системи;
- ієрархічність структури управління;
- присутність людського фактору в контурі керування;
- в умовах невизначеності необхідно приймати рішення щодо керування

такими системами.

Похилий дифузійний апарат (ПДА) цілком можна віднести до таких систем.

Тож ПДА як об'єкт управління є складною нелінійною, стохастичною системою з розподіленими параметрами, частина з яких не має кількісного однозначного виміру.

1.2 Аналіз технологічного комплексу цукрового виробництва як складного об'єкта управління

У цукровому виробництві ефективність роботи технічного комплексу значною мірою залежить від раціонального розподілу матеріальних потоків буряків, стружки, соку, сиропу в залежності від якості продукту, продуктивності та питомого рівня втрат цукру на кожному етапі. виробництва. При постановці завдань управління процесом цукрового виробництва необхідно оперативно проводити багатокритеріальну оптимізацію кожної технологічної підсистеми: цеху переробки цукрових буряків, цеху очищення соку, випарної станції, цеху кристалізації тощо.

Відповідно до плану, з моменту подачі цукрових буряків на переробку матеріальний потік проходить п'ять основних послідовних етапів. На виході кожного етапу визначається відповідний матеріальний потік, кількісні та якісні характеристики якого є вхідними параметрами для кожного наступного етапу.

Визначено, що при управлінні основними матеріальними потоками необхідно враховувати такі фактори та обмеження: показники якості цукрових буряків, вимоги до якості готової продукції, витрати сировини, норми витрат та рекомендовані показники якості деяких проміжних продуктів цукрового виробництва.

Виробництво цукру – тривалий і складний процес, який складається з наступних стадій (рис. 1.1) :

- Отримання бурякової стружки;
- Отримання дифузійного соку;
- Очищення дифузійного соку;
- Випаровування соку;
- Отримання кристалічного цукру;

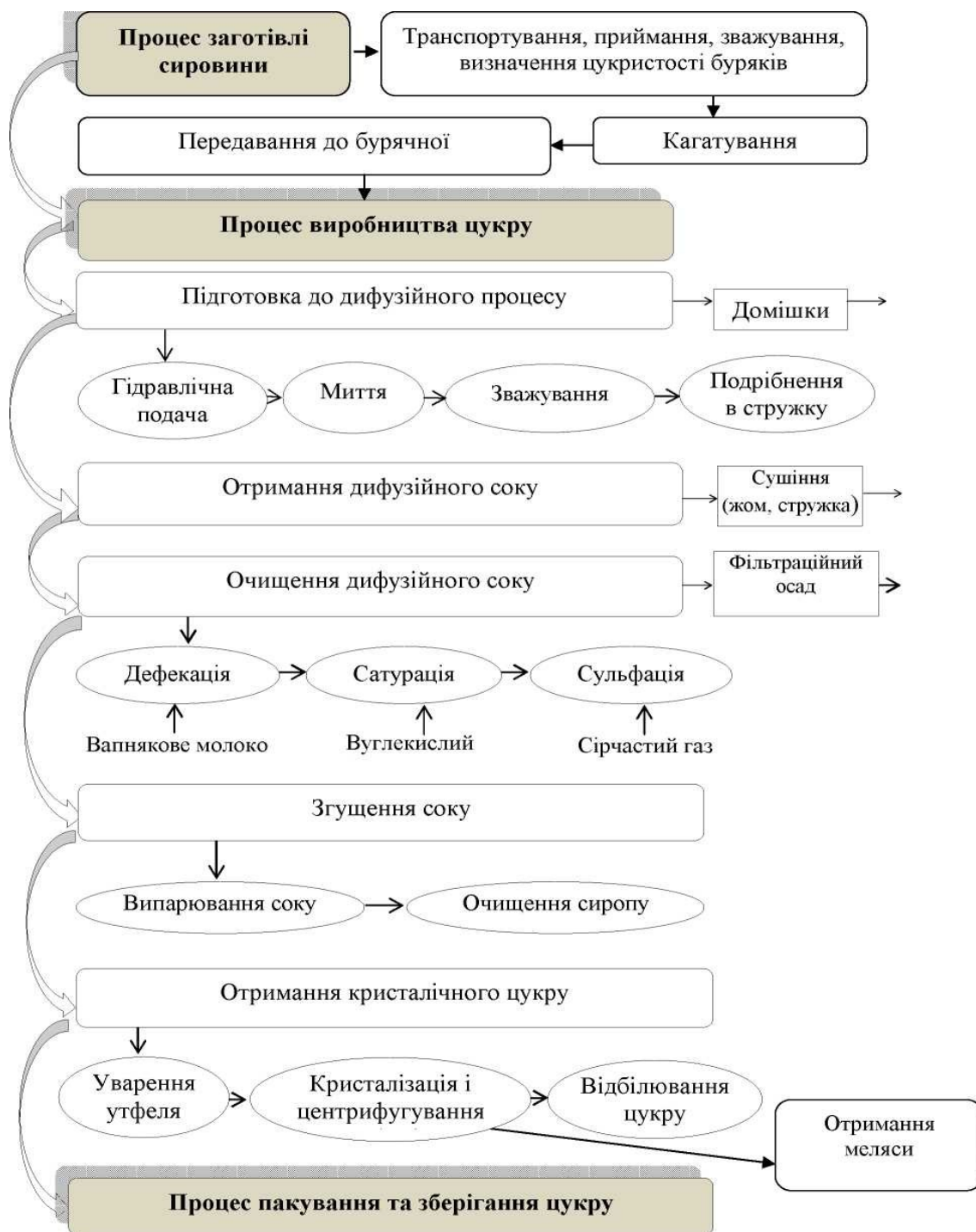


Рис.1.1 Принципова технологічна схема приготування цукру.

Отримання бурякової стружки

Для отримання бурякової стружки встановлені відцентрові бурякорізки з електроприводом постійного струму, що дозволяє плавно змінювати швидкість

нарізання буряка. Перед бурякорізками встановлений бункер для буряка. Бурякова стружка за допомогою стрічкового транспортера подається в ошпарювач. На транспортері встановлені ваги з датчиком витрати стружки [3].

Параметрична схема відділення отримання бурякової стружки представлена на рис. 1.2.

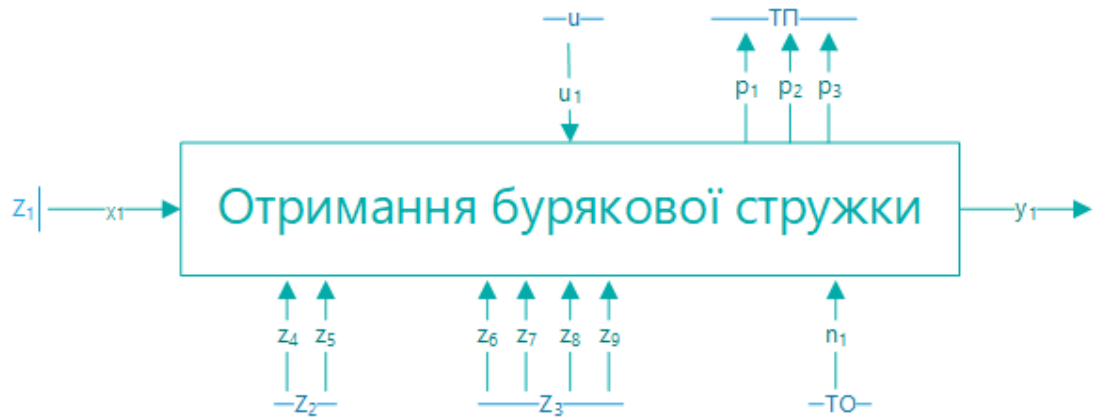


Рис. 1.2. Схема відділення отримання бурякової стружки

де: z_1 – збурення за відхиленням притоку буряка: x_1 – потік буряка до бурякорізки, т/год; y_1 – потік бурякової стружки м³/год; ТП – технологічні показники: p_1 – задана витрата стружки м³/год; p_2 – довжина 100 г стружки, м; p_3 – вміст браку в стружці, %; z_2 – збурення за якістю середовища потоку буряка: z_4 – засміченість, %; z_5 – механічні властивості буряка; z_3 – збурення за зміною технологічних характеристик обладнання які обумовлені: z_6 – справністю обладнання; z_7 – кількістю активних ножових рам в бурякорізці; z_8 – станом ріжучої кромки ножів; u_1 – управляючий вплив на бурякорізки; ТО – технологічні обмеження: n_1 – за верхнім рівнем в збірнику дифузійного соку, м.

Вхідним матеріальним потоком бурякорізки є потік буряка x_1 , вихідним – потік бурякової стружки y_1 , данні потоки представляють собою головний матеріальний потік на відділенні отримання бурякової стружки.

Збурення z_1 за відхиленням притоку буряка викликане в основному розузгодженням продуктивності бурякорізки та трактом подачі буряка.

Група збурень z2 характеризують зміни якості середовища потоку буряка та залежать від міри засміченості буряка z4 та його механічних властивостей z5.

Засміченість (в першу чергу, наявність в буряку предметів, що призводять до виходу з ладу або засміченню бурякорізних ножів) залежить від якості роботи уловлюючих пристроїв тракту подачі буряка та бурякомийки, чистоти кагатного поля та інших, та являються випадковими збуреннями. Зміна механічних властивостей буряка z5, обумовлені волокнистістю, підв'ялюванням, підморожуванням та іншими, зазвичай ускладнюють переробку. При надходженні на переробку партії такого буряку режим роботи на бурякорізці стає нестійким, збільшується вміст браку в стружці, спостерігаються часті зупинки бурякорізки для заміни ножів.

До зупинки бурякорізки також призводить перенаповнення збірника дифузійного соку (технологічні обмеження n1), викликане невідповідністю продуктивності дифузійного та наступних відділень.

Збурення групи z3 найчастіше викликані: відмовами в роботі обладнання z6; зміною кількості активних ножових рамок в бурякорізці z7; зміною висоти підйому ножів в ножовій рамі z8; зміною стану ріжучої кромки ножів z9.

Протягом роботи бурякорізки (на льоту) епізодично вимикають одну з ножових рам, виправляють ріжучу кромку ножів та знову вмикають її в роботу. Таким чином z7 має епізодичний характер та має вигляд ступінчатих збурень.

Висоту підйому ножів змінюють з метою отримання необхідної довжини 100 г стружки. Висота підйому ножів відображається на продуктивності бурякорізки. Як правило, налаштування висоти підйому ножів оператор виконує перед включенням бурякорізки та коректує одразу після ввімкнення. Таким чином z8 проявляється тільки на невеликому проміжку часу в період ввімкнення бурякорізки.

Розглянуті вище збурення мають епізодичний характер.

До систематичних збурень на бурякорізці відноситься зміна стану ріжучої кромки ножів z9, який залежить від багатьох факторів (кількість буряка, якість

заточки та термічної обробки ножів та ін.). Збурення z_7 , z_8 , z_9 компенсують зміною швидкості нарізання, за рахунок управляючого впливу u_1 .

Отримання дифузійного соку

При дифузійному способі коренеплоди буряка ріжуться в стружку з наступною протипотоковою обробкою її гарячою водою. При цьому майже вся цукроза і частина розчинених нецукрів поступово переходять у воду (дифундують), як результат вміст їх у стружці прямує в меншу сторону, а у воді – в більшу. Дифузія відбувається під впливом градієнта концентрації і закінчується, коли концентрація речовин, що дифундують, у стружці і навколишньому середовищі стане майже однаковою. Якість дифузійного соку завжди вище, ніж бурячного, що пов'язано з утриманням частини нецукрів клітинними стінками буряка.

Структурна технологічна схема переробки буряка у бурякопереробному відділенні цукрового заводу наведена на рисунку 1.3.

Під екстракцією розуміють процес вилучення одного або декількох компонентів зі складної за складом сировини за допомогою розчинника. Незважаючи на те, що сахароза і багато інших речовин перебувають у клітинах бурячної тканини вже в розчиненому стані, вилучення їх є винятково екстракційним процесом (або дифузійним). Тому до опису дифузійного процесу можна застосувати теорію тепло- і масообміну.

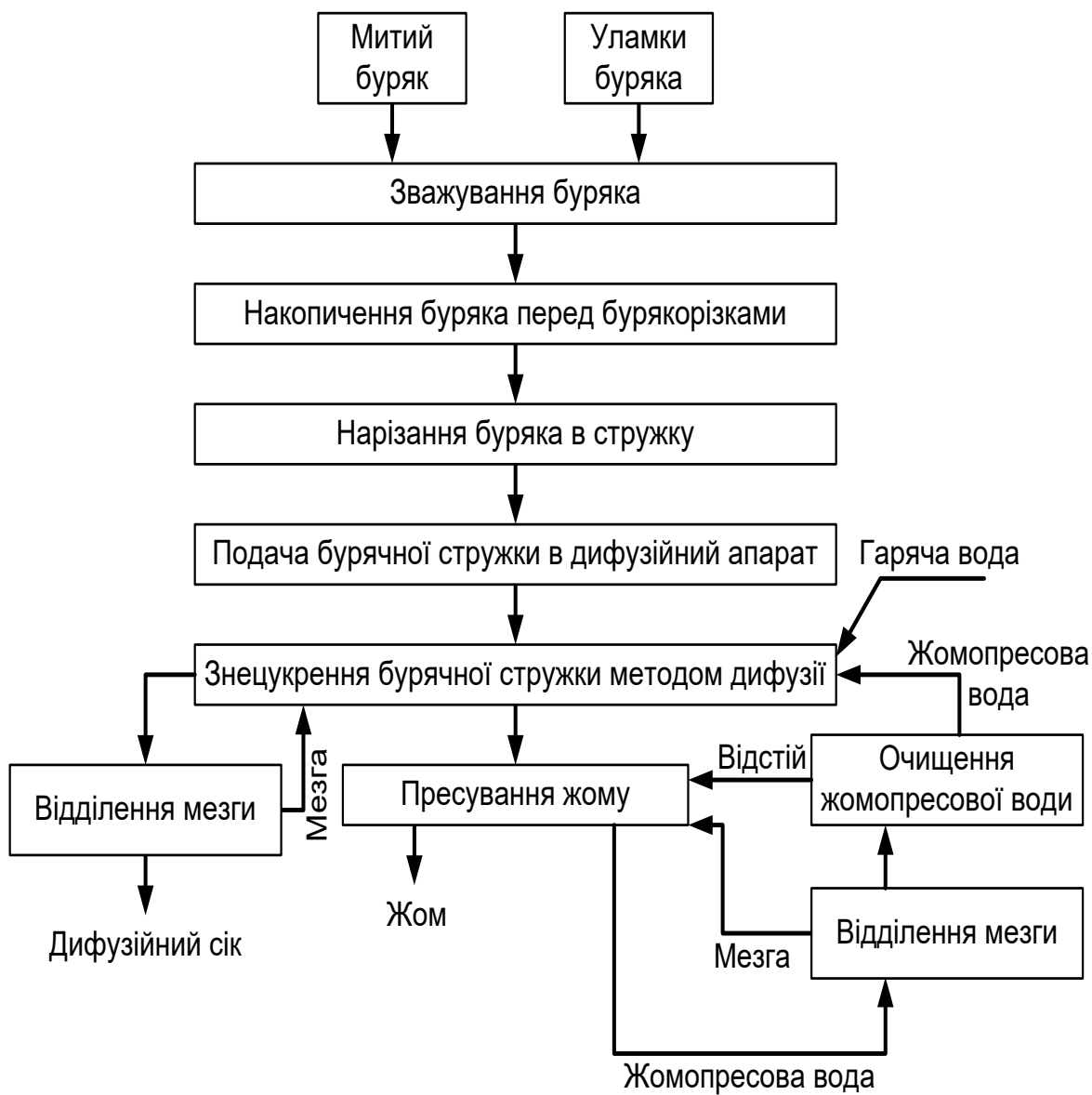


Рис. 1.3. Структурна технологічна схема бурякопереробного відділення

Дифузія сахарози в бурячній тканині, іноді називається молекулярною, являє собою перенос речовини з однієї частини системи, що перебуває в спокої в іншу, обумовлений тепловим рухом атомів, молекул, іонів, часток. Це рух хаотичний, але коли частки однієї або декількох речовин розподілені в системі нерівномірно, існує градієнт концентрації (dC/dx , де x - напрямок переносу речовини), виникає спрямований потік речовини, що сприяє вирівнюванню концентрацій.

Так як дифузія - явище фізичне, то вона може бути описана за допомогою першого закону Фіка, відкритого в 1855 р.

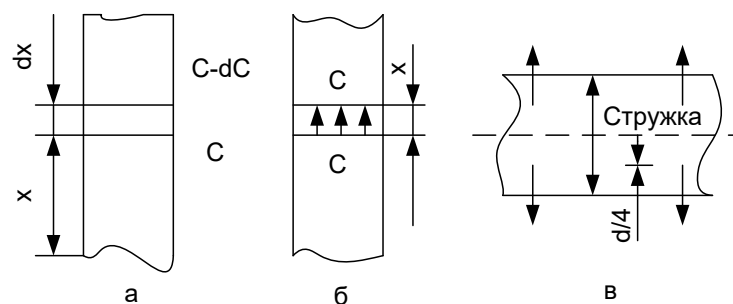


Рис. 1.4. Схема дифузії цукрози з бурячної стружки

Перший закон Фіка кількісно описує процес дифузії і відображає той факт, що потік речовини I у напрямку осі x пропорційний градієнту концентрації dC/dx :

$$I = -D \frac{dC}{dx} \quad (1.1)$$

Коефіцієнт дифузії D залежить від температури T і рухливості u речовини в середовищі: $D = RTu$, де R - газова постійна. Розмірність потоку - моль / cm^2s .

Великий вклад в розв'язання проблем дифузійного відділення та його автоматизації внесли вчені Мокін Б.І, Аксельруд Г. А., Ладанюк А. П., Сілін С. П., Лисянський В. М., Липець А. А., Пушанко М. М., Олійник І. А., Горячев Г.В., Заєць Н.А, Сідлецький В.М. та інші. Основними напрямками дослідження процесу екстрагування цукру з бурякової стружки є:

1. оптимізація режиму;
2. удосконалення технології;
3. розробка контролюючих та регулюючих пристроїв;
4. удосконалення технологічного обладнання;
5. загальні теоретичні дослідження процесу.

Технологічну схему похилої шнекової дифузійної установки типу ДС наведено на рисунку 1.5 [4, 5].

Бурякову стружку стрічковим конвеєром (1) через автоматичні стрічкові ваги (2) і завантажувальну шахту (3) подають в дифузійний апарат (5). Підігріту сульфітовану воду через витратомір (7) направляють у приймач (8),

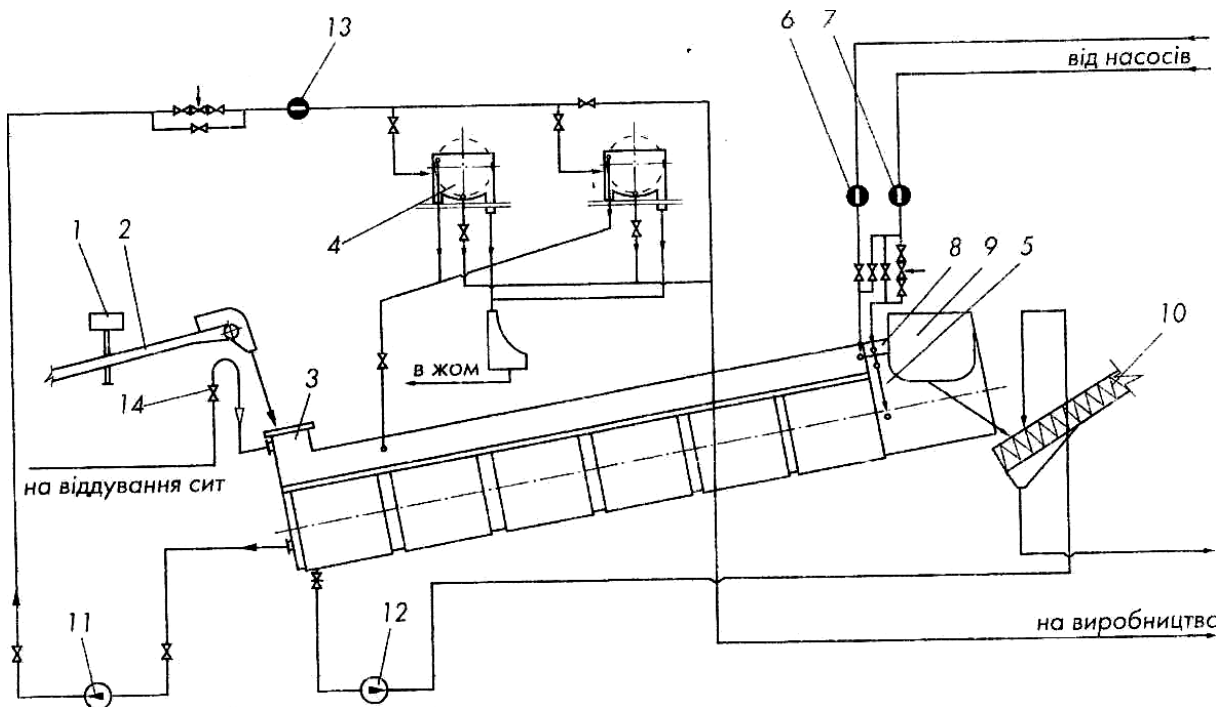


Рис. 1.5. Технологічна схема похилої шнекової дифузійної установки

Шнек розташований по всій ширині корпусу апарата, поряд з розвантажувальними шнеками (9). Із приймача через два трубопроводи сульфітована вода самопливом надходить у дві точки по висоті корпусу апарата з обох його боків. Очищену і простерилізовану жомотресову воду через витратомір (6) подають в апарат. Декілька нижче з кожного боку апарату розташовані місця введення сульфітованої води.

Стружку, яка надійшла в апарат, перемішують транспортувальними шнеками (у протитечії з екстракційною рідиною) у верхню частину апарата, а знецукрену (жом) — видаляють із нього розвантажувальними шнеками (9), які встановлені в кінці апарата у верхній його частині. Жом, що пройшов через шнек-водовідділювач (10), системою конвеєрів подають на жомовіджимні преси.

Дифузійний сік з головної частини апарата (5) насосом (11) через витратомір (13) направляють у мезгоуловлювач (4) і далі за технологічним потоком. Відокремлену в мезгоуловлювачах (4) мезгу після висолоджування направляють у жом. Продування фільтрувального сита дифузійного апарата здебільшого здійснюють через вентиль (14) стисненим повітрям з тиском 0,3 МПа (3 кгс/см²). Крім повітря, для цього можливе використання дифузійного соку або пари. Остаточне вивантаження жомоводяної суміші з апарату в кінці виробництва здійснюють насосом (12).

Технологічні параметри і особливості проведення процесу:

- втрати цукру в жомі- від 0,30% до 0,40% до маси буряків;
- відбирання дифузійного соку - від 115% до 120% до маси буряків;
- якість бурякової стружки:
- довжина на 100 г стружки - від 13 м до 15 м;
- вміст мезги і браку - не більше ніж 3%;
- витрата води - від 85% до 100% до маси буряків;
- тиск нагрівної пари - не більше ніж 0,07 МПа (0,7 кгс/см²)
- температура:
- сульфатованої води - від 65°C до 68°C;
- жомопресованої води - від 72°C до 74°C;
- сокостружкової суміші по довжині апарата по зонах:

I - від 68°C до 70°C;

II - від 72°C до 74°C;

III - від 72°C до 74°C;

IV – від 69°C до 70°C.

- витрата дезінфікуючого препарату - від 0,001% до 0,015% до маси буряків;
- витрата піногасника - від 0,001% до 0,01% до маси буряків;
- максимальний рівень стружки в завантажувальній шахті апарата ПДС повинен бути не більше 0,6 м над рівнем соку;

- верхні контрлопасті по всій довжині апарата повинні бути занурені в сокостружкову суміш на глибину від 50 мм до 60 мм, що забезпечує рівномірність завантаження апарата буряковою стружкою.

Потрібний рівень сокостружкової суміші по довжині дифузійного апарату підтримують підбиранням частоти обертання нижніх і верхніх шнеків відповідно заданої продуктивності і якості бурякової стружки:

- потрібно підтримувати рівномірне відбирання і вміст сухих речовин дифузійного соку, забезпечуючи постійне і рівномірне надходження в апарат жомопресової і сульфітованої води;

- апарат повинен працювати при мінімальній частоті обертання шнеків. Якщо продуктивність становить від 95% до 102% від номінальної, частота обертання нижніх шнеків повинна становити не більше ніж 0,6 хв-1. За потреби частоту обертання верхніх шнеків збільшують від 5% до 10% від частоти обертання нижніх;

- сила струму, який споживають електродвигуни приводу верхніх шнеків, при нормальному заповненні апарату сокостружковою сумішшю, повинна становити від 5 А до 10 А більше ніж нижніх шнеків;

- потрібно забезпечувати працездатність всіх контурів автоматичного регулювання і контролю.

Більшість технологічних параметрів бурякопереробного відділення контролюється за допомогою загальнопромислових приладів. Виключення складає контроль сухих речовин в цукрі, соку, жомі. Автоматизація роботи дифузійної установки по якісним показникам здійснюється регулюванням непрямих показників. До них у першу чергу відноситься матеріальний баланс дифузійного апарата. Підтримання його забезпечує не лише оптимальні умови функціонування обладнання бурякопереробного відділення, але і отримання оптимальних для конкретних умов концентрацій сухих речовин у дифузійному соку і втрат цукру в жомі. В цьому випадку важливе значення набуває коефіцієнт відкачки , який

визначає відношення кількості відкачуваного з дифузійного апарата соку до кількості бурякової стружки, що поступає в нього [4, 5].

Матеріальний баланс дифузійної установки має вигляд:

$$m_{стр} + m_в = m_{дс} + m_{жс} \quad (1.2)$$

де $m_{стр}$, $m_в$, $m_{дс}$, $m_{жс}$ - масові витрати відповідно бурякової стружки, води, дифузійного соку і жому, кг/с.

Матеріальний баланс підтримується при різних значеннях коефіцієнта відкачки α . Необхідне для конкретних умов значення α досягається зміною кількості відкачуваного дифузійного соку $m_{дс}$ чи зміною кількості, яка поступає на дифузію стружки $m_{стр}$.

У літературі наведено багато результатів досліджень різних авторів, пов'язаних з розробкою математичних моделей для опису процесу екстрагування в дифузійних установках та розрахунку параметрів технологічного процесу. Так, у роботі [6] наведені розрахунки параметрів виробничого дифузійного процесу з урахуванням апаратурного оформлення (рівняння дифузії Г. Оплатки):

$$P = \gamma C \frac{\alpha - \beta}{\lambda e^\psi - \beta}, \quad (1.3)$$

$$\psi = \varphi \psi_1, \quad (1.4)$$

$$\psi_1 = 12 D r^{-2} Z_a \frac{\alpha - \beta}{\alpha} \quad (1.5)$$

де: P – втрати цукру в жомі та в дифузійній, γ – густина бурякової тканини, C – вміст цукру в стружці, α – коефіцієнт відкачки дифузійного соку, β – соковий коефіцієнт буряка, e – основа натурального логарифма, Z – коефіцієнт дифузії цукрози із бурякової тканини, Z_a – час активного дифузійного процесу, r – товщина бурякової стружки у вигляді плоско паралельної пластинки.

В літературі [6] зазначається, що γ – не густина бурякової тканини, а коефіцієнт, що представляє собою відношення густини розчину цукрози в

клітинному соку бурякової стружки до густини розчину цукрози в клітинному соку жому:

$$\gamma = \frac{d}{d'_1}, \quad (1.6)$$

де: d – густина розчину цукрози клітинного соку буряка, що має концентрацію C/β , d_1 – густина розчину цукрози в жомі, що має концентрацію C_1/β (C_1 – вміст цукру в свіжому жомі у % до маси жому).

Активний час дифузії можна визначити за наступним виразом:

$$Z_a = \frac{1440 V_n \varphi_0 g K}{A}, \quad (1.7)$$

де: V_n – корисний об'єм апарату, g – питоме навантаження стружкою, K – коефіцієнт активного часу дифузії, A – продуктивність апарату.

Можна зазначити, що на даний момент не існує досконалої теорії, що описує метод екстракції цукру з бурякової стружки, та математичного опису процесу, що задовольняв би всі типи дифузійних апаратів неперервної дії. Розроблені математичні залежності і моделі можуть бути ефективно використані в процесі конструювання дифузійних установок і обґрунтування параметрів технологічного регламенту. Але використання їх в алгоритмах автоматичного управління має певні обмеження у зв'язку з неможливістю врахувати всі параметри, які впливають на процес екстрагування: заповнення дифузійного апарату буряковою стружкою, якість живильної води, якість стружки, стерильність середовища в екстракторі, рух стружки по апарату та інші.

Розглянемо фактори, що безпосередньо впливають на процес висолоджування в дифузійній станції [4, 5, 6, 7].

Під час роботи дифузійного апарату необхідно підтримувати оптимальні значення якісних показників, зокрема концентрації сухих речовин у дифузійному соку та втрати цукру в жомі. Безпосереднє управління цими параметрами неможливе, тому

необхідно регулювати, змінюючи непрямі параметри. До останніх відносяться показники матеріального балансу, теплового режиму, навантаження апаратів. Відповідно ПДА як об'єкт управління є складною нелінійною, стохастичною системою з розподіленими параметрами, частина з яких не має кількісного однозначного вимірювання.

Якість роботи дифузійної станції характеризується якісними показниками соку та втратами цукру в процесі екстракції. Дифузійний сік вважається нормальної якості, якщо його доброякісність не нижче 88 %. Тільки з дифузійного соку такої чи більш високої доброякісності можна, при сучасних методах очищення, одержати сироп з якісністю не нижче 92 %. Величина рН дифузійного соку повинна бути в межах 6,0 - 6,2, а сік повинен містити мінімум пульпи.

Втрати цукру складаються із втрат цукру з жомої і неврахованих втрат. При правильній роботі апаратів і дотриманні технологічного режиму, насамперед температурного, дезінфекції буряка і стружки в апараті, невраховані втрати можна знизити до 0,05 % відносно маси буряка. На втрати цукру впливають наступні фактори: величина відбору соку, товщина стружки, поверхня, температура і час екстрагування.

Продуктивність дифузійної станції визначається кількістю стружки, яка переробляється за годину і характеризується часом знаходження стружки у дифузійному апараті.

Якість бурякової стружки. Бурякова стружка характеризується такими показниками: геометричні розміри (F , r), фізичний стан, рівномірність маси бурячної стружки і кількість браку. Розмір стружки впливає на масовіддачу, яка в даному випадку має прямо пропорційну залежність. Бракована стружка з невідповідними геометричними розмірами (дрібні частки стружки) збільшують опір екстрагенту і зменшують екстракцію, тому що сік переважно проходить у місцях з меншим опором. Проникність стружки оцінюють за шведським фактором Φ , який є узагальненим показником якості стружки. Експериментальні дані вказують на

суттєвий вплив якості стружки на процеси висолоджувannya. Крім того, якість стружки не тільки впливає на масовіддачу, але і змінює режими переміщення стружки в апаратах, що також суттєво впливає на процес дифузії.

Якщо стан стружки залежить від технологічного режиму її обробки, то її первинна якість залежить не тільки від роботи бурякорізок, а й від якості сировини (цукрового буряка), яка надійшла на переробку. У свою чергу, якість сировини залежить від умов її зберігання та характеризується такими параметрами як цукристість, ступінь пошкодження буряка, наявність загнивання і обмороження клубнів. До умов зберігання відносяться: температура, вологість, кількість сонячних днів тощо.

При переробці цукрового буряка необхідно враховувати, що сировина, яка надійшла на зберігання, буде суттєво відрізнятися від сировини, яка надійде на переробку після зберігання.

Температура процесу висолоджувannya впливає на денатурацію білка. При високій температурі проходить швидке руйнування клітковини, що в подальшому викликає більш швидку екстракцію цукру.

Але підвищення температури має також свої межі, так як при збільшенні температури до 80°C і вище буде різко збільшуватися гідроліз протопектину. У результаті цього відбувається набрякання оболонки клітини, що в подальшому знижує її проникність. Крім того, перегріта стружка втрачає пружність, здобуває здатність до злипання. Це також призводить до суттєвого погіршення процесів переміщення стружки в апараті.

Тривалість екстракції. У відповідності з (1.7), при збільшенні часу екстракції Z вихід цукру зростатиме. Але при цьому стінки бурякової стружки розм'якшуються і пектинові речовини переходять у сік. Тому тривале знецукрення стружки має наступні негативні наслідки:

- погіршується якість дифузійного соку;
- прогресує розвиток мікроорганізмів;

- зменшується продуктивність дифузійної станції.

Відбір дифузійного соку та подача свіжої води створюють різницю концентрацій ($C-s$). Але вона також залежить від якості буряка, який поступає на переробку, температури, площі поверхні стружки і часу активної дифузії. Від величини відбору дифузійного соку залежать: втрата цукру в жомі (більший відбір - менші втрати) та втрати палива при випарюванні води з дифузійного соку (більший відбір - більші втрати). Тому найбільш оптимальним відбором дифузійного соку з мінімально можливим вмістом цукрози в жомі вважають 120...125 % до маси переробленого буряка. При такому відборі вміст цукрози в жомі не перевищує 0,4 %, а зі зменшенням відбору соку до 115 % - вміст цукрози в жомі збільшується до 0,5...0,55 % відносно маси буряка.

Якість живильної води. Лужну воду, наприклад аміачні конденсати, не дозволяється використовувати в якості живильної води без підкислення, тому що під дією лужного середовища підвищується розчинність пектинових речовин цукрового буряка, що знижує швидкість відстоювання соку, збільшує кількість фільтраційного осаду і концентрацію речовин колоїдної дисперсності, погіршує пресування жому.

На значення рН у дифузійному апараті впливають рН сокостружкової суміші та рН живильної води. У початковій і активній частині дифузійного апарату рН залежить від сокостружечної суміші і дорівнює рН 5,5...6,3, а в кінцевій - встановлюється в залежності від рН живильної води. Тому живильну воду необхідно підкислювати до величини рН 5,5...6,5.

Вплив мікрофлори. У сокостружечній суміші інтенсивно розвиваються мікроорганізми, які в процесі обміну речовин споживають цукор. Для них це сприятливе живильне середовище для розвитку. Тому при порушенні технологічного режиму екстракції, а саме порушення температурного режиму, життєдіяльність мікроорганізмів інтенсифікується і невраховані втрати цукрози збільшуються до 0,3...0,4 %. Невраховані втрати негативно впливають на ефективність не тільки дифузійної установки, але й усього заводу. [8, 9, 10, 11, 12]

У випадку відхилення величини рН від регламентованих значень в апарат подається антисептик.

Очищення дифузійного соку.

Після підігріву до 85 – 90 °С, дифузійний сік поступає в апарат попередньої defeкації, де додається сік І сатурації. Із переддефекатора сік самопливом поступає в апарат основної defeкації, де його обробляють вапном. Вапно вводять в defeкатор у вигляді вапнякового молока. Дефекований сік самопливом поступає в апарат І сатурації та обробляється сатураційним газом до рН=10,8 – 11,2. Сік, що виходить з сатуратора, розділяють: сік, що повертається в переддефекатор x_1 та сік, що направляється на фільтраційну установку y_1 [13, 14].

Параметрична схема defeкосатураційного відділення представлена на рис. 1.6.

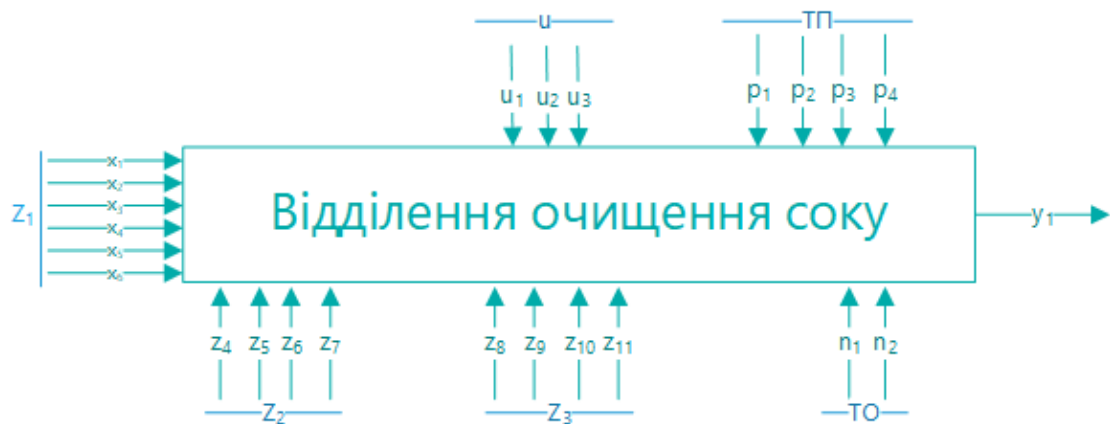


Рис. 1.6. Параметрична схема сокоочисного відділення

Де z_1 – збурення, викликане зміною витрати матеріальних потоків: x_1 – дифузійного соку, м³/год; x_2 – вапнякового молока, м³/год; x_3 – сатураційного газу, м³/год; x_4 – повернення соку І сатурації, м³/год; x_5 – повернення соку (розливи, після чистки апаратів та ін.), м³/год; x_6 – випаруваної води на відділенні, м³/год; y_1 – витрата нефільтрованого соку І сатурації, м³/год; z_2 – збурення, викликані зміною якості середовища матеріальних потоків: z_4 – чистота дифузійного соку, %; z_5 – концентрація СО₂ в сатураційному газі, %; z_6 – густина вапнякового молока г/см³; z_7 – засміченість вапнякового молока, %; z_3 – збурення, викликане зміною

характеристик: z_8 – насосів; z_9 – підігрівників; z_{10} – сатуратора; z_{11} – справністю апаратів; ТО – технологічні обмеження, які викликані: n_1 – підвищеним рівнем в збірнику нефільтрованого соку І сатурації, м; n_2 – підвищеним рівнем в збірнику згущеної суспензії, м; u – управляючий вплив направлений на підтримання заданих значень: u_1 – витрати дифузійного соку, м³/год; u_2 – витрати вапнякового молока, м³/год; u_3 – витрати сатураційного газу м³/год; ТП – технологічні показники: p_1 – лужність переддефекованого соку, % СаО; p_2 – лужність дефекованого соку, % СаО; p_3 – реакція рН_{Іс}, од. рН; p_4 – чистота соку І сатурації, %.

Найбільш істотним вхідним матеріальними потоками є: потік дифузійного соку x_1 , потік вапнякового молока x_2 та потік соку на повернення x_4 (100 – 200% до маси буряка). Потік сатураційного газу x_3 та випареної в сатураторі води x_6 змінюється в незначних межах від середнього значення та суттєво впливає на рівномірність сокового потоку на відділенні.

Повернення соків x_5 з різних ділень заводу (наприклад, при очищенні фільтрів, із розливу та ін.) має зазвичай ступінчатий характер та невелику частоту.

Вихідним потоком відділення дефекосатурації є витрата нефільтрованого соку І сатурації u_1 . Так, як x_3 , x_5 та x_6 мало впливають на матеріальний баланс відділення дефекосатурації то, очевидно, що збурення групи z_1 , викликане відхиленнями витрат цих потоків від ustalених значень, також будуть незначними.

Значне зниження вмісту СО₂ в сатураційному газі може привести до зміни режиму роботи відділення, а також і всього заводу.

Сторонні домішки у вапняковому молоці z_7 можуть призводити до засмічення та зупинки для очистки дозуючих пристроїв, дефекатора, уловлювачів, до пришвидшеного зношування насосів та ін.

Із збурень групи z_3 найбільш суттєвими є зміни характеристик сатуратора z_{10} . На протязі 2-3 місяців роботи відбувається значне зменшення прохідних перерізів решіток та патрубків сатураційного газу. Це приводить не тільки до зниження загальної продуктивності заводу, але й до значної нерівномірності потоку цукру,

оскільки для отримання необхідного рівня рН доводиться припиняти потік дифузійного соку. При вимірюванні якості дифузійного соку z_4 , для підтримання технологічних показників ТП на необхідній ділянці, зазвичай використовують управляючий вплив u_2 та u_3 . Лише в поодиноких випадках (при значних збуреннях) вдаються до впливу u_1 на соковий потік.

Ділянка фільтрації соку І сатурації

Для фільтрації соку І сатурації на кожній лінії використовують по два фільтра згущувача, та два вакуум - фільтра. З апарата І сатурації сік подається в збірник нефільтрованого соку, а потім насосом через підігрівники подається в фільтри. Кожен фільтр працює за наступним циклом. Після наповнення фільтра соком настає час активної фільтрації. В кінці середини циклу припиняють подачу нефільтрованого соку, проводять часткове випускання соку в збірник нефільтрованого соку. При цьому шар осаду із фільтрованих елементів впадає в нижню частину фільтру. Фільтр знову наповнюють та продовжують фільтрацію. По закінченню циклу проводять спочатку частковий випуск соку, а потім випуск згущеної суспензії. Згущену суспензію насосом подають у вакуум-фільтри. Фільтрований подається в збірник соку І сатурації [13, 14, 15].

Параметрична схема ділянки фільтрації соку І сатурації представлена на рис. 1.7.

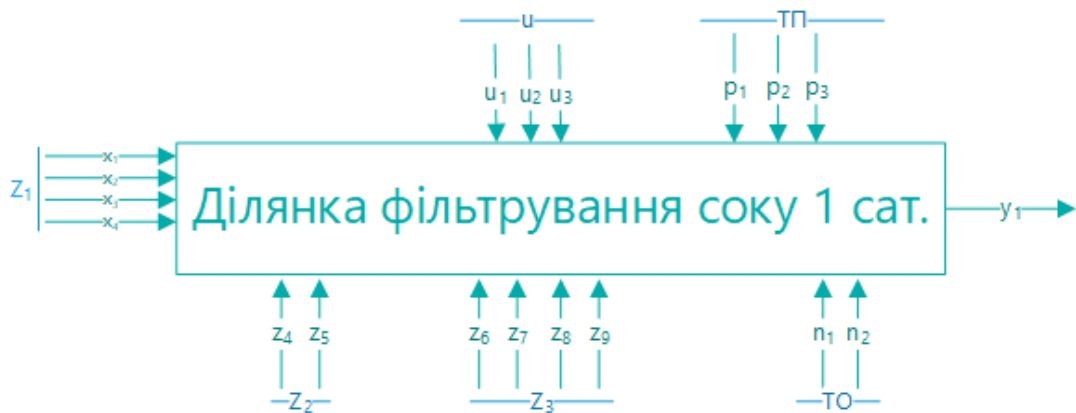


Рис. 1.7. Ділянка фільтрації соку І сатурації

Де z_1 – збурення, викликане зміною витрати матеріальних потоків: x_1 – нефільтрованого соку І сатурації, $\text{м}^3/\text{год}$; x_2 – води на промивання фільтраційного осаду, $\text{м}^3/\text{год}$; x_3 – фільтраційного осаду, $\text{м}^3/\text{год}$; x_4 – випареної води станції фільтрації, $\text{м}^3/\text{год}$; z_2 – збурення, викликані зміною якості середовища матеріальних потоків: z_4 – фільтраційними властивостями соку І сатурації; z_5 – розрідженням на вакуум-фільтрах; z_3 – збурення, викликане зміною характеристик: z_6 – насосів; z_7 – підігрівників; z_8 – фільтрів (фільтруючої перегородки); z_9 – справністю обладнання; ТО – технологічні обмеження, які викликані: p_1 – підвищеним рівнем в збірнику фільтрованого соку І сатурації, м ; p_2 – підвищеним рівнем в збірнику згущеної суспензії, м ; u – управляючий вплив направлений на підтримання заданих значень: u_1 – витрати дифузійного соку, $\text{м}^3/\text{год}$; u_2 – тривалості циклу; u_3 – розрідження на вакуум-фільтрах; ТП – технологічні показники: p_1 – втрати цукру в фільтраційному осаді, %; p_2 – мутність фільтрованого соку; p_3 – густина згущеної суспензії, $\text{г}/\text{см}^3$.

Основним вхідним потоком на ділянці є потік нефільтрованого соку І сатурації x_1 . Потік промивної води на вакуум-фільтрах x_2 складає 10-12% до маси буряка. Кількість води, що випарюється на вакуум-фільтрах x_4 повинно складати 2-3% до маси буряків.

Кількість виведеного на вакуум-фільтрах осаду x_3 залежить від кількості введеного в сік вапна. При справних пристроях видалення, осад практично не впливав на рівномірність потоку фільтрованого соку.

Фільтраційна властивість соку І сатурації z_4 залежить від багатьох факторів, до них відносять і від режим на дефекосатурації. Збурення, які викликані зміною z_4 при нормальній роботі заводу та достатній потужності фільтрів не здійснюють помітного впливу на рівномірність потоку соку. При значних погіршеннях якості буряку: нестачі CO_2 або CaO вдаються до вибору нового технологічного режиму або обмежують притік дифузійного соку. Із факторів групи z_3 найбільш суттєвим є зміна властивостей фільтруючої перегородки z_8 . При несвоєчасній регенерації чи заміні фільтрованої тканини спостерігається значне зниження продуктивності фільтрів, що

приводить до обмеження витрати соку y_1 . Необхідну продуктивність вакуум-фільтрів підтримують зміною розрідження z_5 . Для підтримання необхідної продуктивності, а також для отримання згущеної суспензії заданої густини p_3 , регулюють тривалість циклу фільтрації u_2 .

При досягненні в збірниках фільтрованого соку n_1 або згущеної суспензії високого рівня n_2 , при ручному управлінні зупиняють насос дифузійного соку.

Ділянка 2 сатурації, фільтрації та сульфітації соку після 2 сатурації

Сік після фільтрування, після I сатурації підігрітий до 100 – 102 °С поступає в котел 2 сатурації, де в сік додають вапно, в кількості близько 0,25% до маси буряків та обробляють сатураційним газом, в залежності від властивостей вихідного соку, до $pH=9,5 - 8,8$ [15]. Сік II сатурації фільтрують на основних та контрольних фільтрах. Фільтрований сік, оброблений газом SO_2 в сульфітаторі направляють в збірник перед випарною установкою. Частину фільтрованого та сульфітованого соку виділяють для клеровки жовтого цукру.

Параметрична схема ділянки II сатурації, фільтрації та сульфітації соку II сатурації представлена на рис. 1.8.

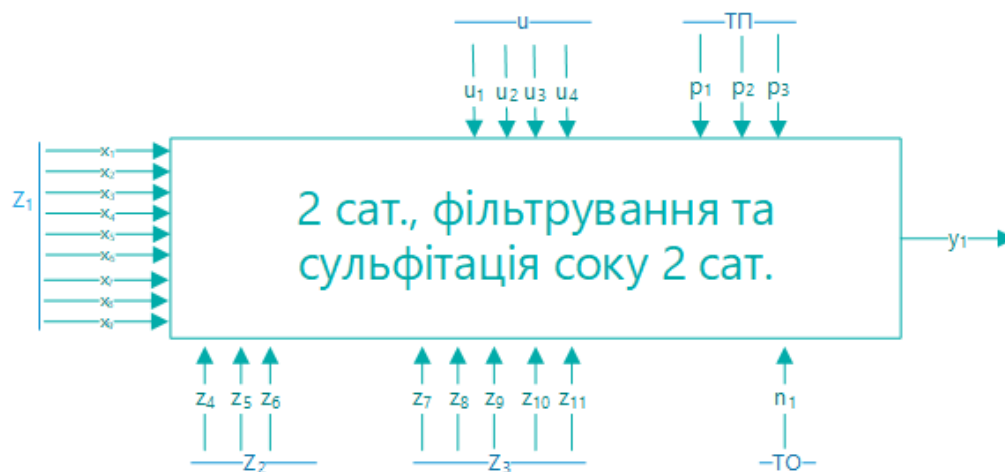


Рис. 1.8. Параметрична схема ділянки II сатурації, фільтрації та сульфітації соку II сатурації

Де z_1 – збурення, викликане зміною витрати матеріальних потоків: x_1 – фільтрованого соку I сатурації, $m^3/год$; x_2 – вапнякового молока, $m^3/год$; x_3 –

сатураційного газу, $\text{м}^3/\text{год}$; x_4 – сірчаного газу, $\text{м}^3/\text{год}$; x_5 – фільтраційного осаду, $\text{м}^3/\text{год}$; x_6 – соку на клеровку жовтого цукру, $\text{м}^3/\text{год}$; x_7 – випаруваної води в апараті 2 сатурації, $\text{м}^3/\text{год}$; x_8 – випаруваної води в сульфітаторі, $\text{м}^3/\text{год}$; x_9 – випаруваної води на фільтрах, $\text{м}^3/\text{год}$; y_1 – витрата сульфітованого соку, $\text{м}^3/\text{год}$; z_2 – збурення, викликані зміною: z_4 – концентрації CO_2 в сатураційному газі, %; z_5 – густиною вапнякового молока, $\text{г}/\text{см}^3$; z_6 – засміченістю вапнякового молока, %; z_3 – збурення, викликане зміною характеристик: z_7 – насосів; z_8 – підігрівників; z_9 – фільтрів; z_{10} – апарата II сатурації; z_{11} – справністю обладнання; ТО – технологічні обмеження, які викликані: n_1 – підвищенням рівнем в збірнику сульфітованого соку, м; u – управляючий вплив направлений на підтримання заданих значень: u_1 – витрати фільтрованого соку I сатурації, $\text{м}^3/\text{год}$; u_2 – вапнякового молока, $\text{м}^3/\text{год}$; u_3 – сатураційного газу, $\text{м}^3/\text{год}$; u_4 – сірчаного газу, $\text{м}^3/\text{год}$; ТП – технологічні показники: p_1 – реакція середовища рН, од. рН; p_2 – чистота соку II сатурації, %; p_3 – реакція середовища сульфітованого соку рН.

Основним матеріальним потоком на ділянці є потік фільтрованого соку I сатурації x_1 . Збурення групи z_2 при нормальних умовах роботи не надає суттєвого впливу на рівномірність потоку соку на ділянці II сатурації.

Більш суттєвими є збурення групи z_3 , але їх зміна проходить на протязі тривалого відрізка часу. Для підтримання кількісних показників соку II сатурації (p_1 , p_2 , p_3) необхідно здійснити управляючі дії u_2 , u_3 , u_4 , а при глибоких збуреннях z_1 або z_2 , навіть до керування потоком соку, який поступає на ділянку.

При значному підвищенні рівня в збірнику перед випарною установкою, або при відмові обладнання z_3 вдаються до обмеження притоку соку на ділянку.

Випаровування соку.

Розглядається п'ятикорпусна випарна установка. Сироп після III корпусу змішують з клеровкою жовтого цукру, сульфітують, фільтрують та направляють в IV корпус випарної установки. Густий сироп з клеровкою з концентратора за допомогою насоса направляють в збірник сиропу та клеровки перед вакуум-

апаратами [13, 14, 15]. Рівні сиропу у випарних апаратах підтримують автоматично за допомогою регуляторів, які впливають на потік соку в апарати. При зниженні рівнів в апаратах до мінімального заданого значення автоматично, за допомогою позиційного регулятора припиняється відтік соку з даного апарата. [17, 18]

Параметрична схема випарної установки при автоматичній стабілізації рівнів в апаратах представлена на рис. 1.9.

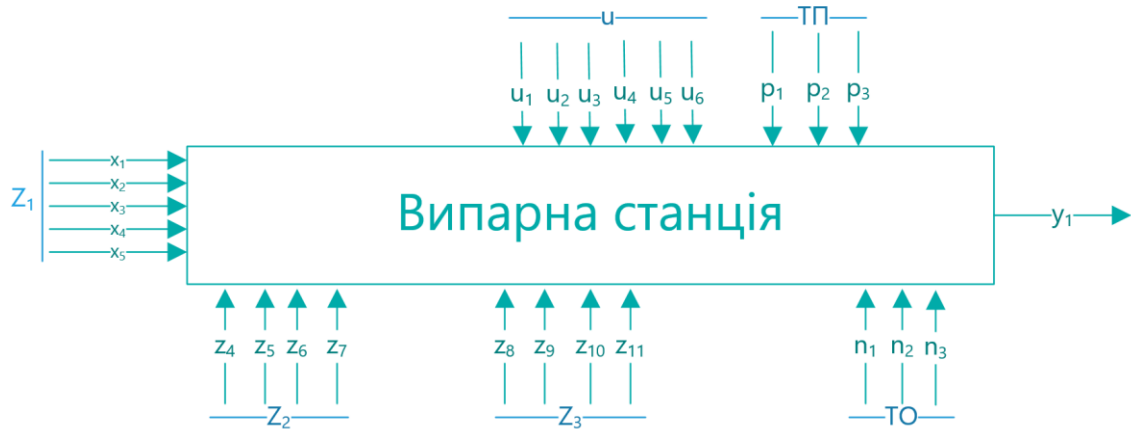


Рис. 1.9. Параметрична схема випарної установки при автоматичній стабілізації рівнів в апаратах

де z_1 – збурення, викликане зміною витрати матеріальних потоків: x_1 – сульфітованого соку, $\text{м}^3/\text{год}$; x_2 – аміачної води, $\text{м}^3/\text{год}$; x_3 – клеровки жовтого цукру, $\text{м}^3/\text{год}$; x_4 – випаруваної води, $\text{м}^3/\text{год}$; x_5 – сірчаного газу, $\text{м}^3/\text{год}$; z_2 – збурення, викликані зміною: z_4 – густини сульфітованого соку $\text{г}/\text{см}^3$; z_5 – клеровки; z_6 – чистоти сульфітованого соку, %; z_7 – тиску пари, кПа ; z_3 – збурення, викликане зміною характеристик: z_8 – насосів; z_9 – підігрівників; z_{10} – апаратів випарної установки; z_{11} – справністю обладнання; ТО – технологічні обмеження, які викликані: n_1 – підвищеним рівнем в I апараті випарної установки, м ; n_2 – підвищеним рівнем в збірнику сиропу та клеровки, м ; n_3 – граничними нижніми рівнями розчину в усіх апаратах випарної установки, м ; u – управляючий вплив направлений на підтримання заданих значень: u_1 – витрати сульфітованого соку, $\text{м}^3/\text{год}$; u_2 – витрати сиропу, $\text{м}^3/\text{год}$; u_3 – витрати аміачної води, $\text{м}^3/\text{год}$; u_4 – витрати

сірчаного газу, $\text{м}^3/\text{год}$; u_5 – заданого тиску сокового пару в першому апараті, кПа; u_6 – заданого тиску сокового пару в останньому апараті, кПа; ТП – технологічні показники: p_1 – концентрація сиропу, %; p_2 – тиск сокового пару по апаратам, кПа; p_3 – втрати цукру від розкладу, %.

Основними матеріальними потоками на випарній установці є: приток сульфітованого соку x_1 , клеровки x_3 та витрата випаруваної води x_4 . Потік аміачної води x_2 є короткочасним при нестачі сульфітованого соку. Потік сірчаного газу при сульфитації сиропу та клеровці не впливає на головний матеріальний потік [19, 20, 21].

Основними збуреннями на випарній установці є відхилення притоку x_1 x_3 , та витрати x_4 . Відхилення витрати x_1 викликаються збуреннями на попередніх ділянках заводу, в кристалізаційному відділенні, а також роботою АСУ рівнів у випарних апаратах. При досягненні мінімального рівня в збірнику соку перед випарною установкою спостерігаються коливання витрати соку, які викликані роботою насосу при недоборі соку. При високому рівні сиропу та клеровки в збірнику перед вакуум-апаратом штучно зменшують потік соку на випарну установку, що призводить до надмірного потоку соку по всьому заводу. [19, 22, 23, 24].

З метою підтримання необхідного значення концентрації сиропу p_1 (при використаних факторах u_4 , u_5) занижують притік соку на випарну установку.

Група збурень z_2 найсуттєвіший вплив має коливання тиску перед випарною установкою. Для отримання необхідної концентрації сиропу з випарної установки вдаються до періодичного відбору сиропу з випарної установки, чим створювали значну нерівномірність потоку соку. Група збурень z_3 найбільший вплив на величину потоку соку через випарну установку має відкладання осаду на поверхні нагріву випарних апаратів z_{10} , але це збурення змінюється дуже повільно.

В технологічних комплексах харчових виробництв наявні всі притаманні ознаки для складних організаційно-технологічних систем. Вони являють собою набір окремих підсистем, пов'язаних між собою шляхом інтенсивної взаємодії та

процесів обміну енергією, речовиною та інформацією. (рис. 1.10). Ці підсистеми є нелінійними, складнозв'язаними, та багатомірними, в яких відбуваються перехідні процеси та з'являються критичні і хаотичні режими.

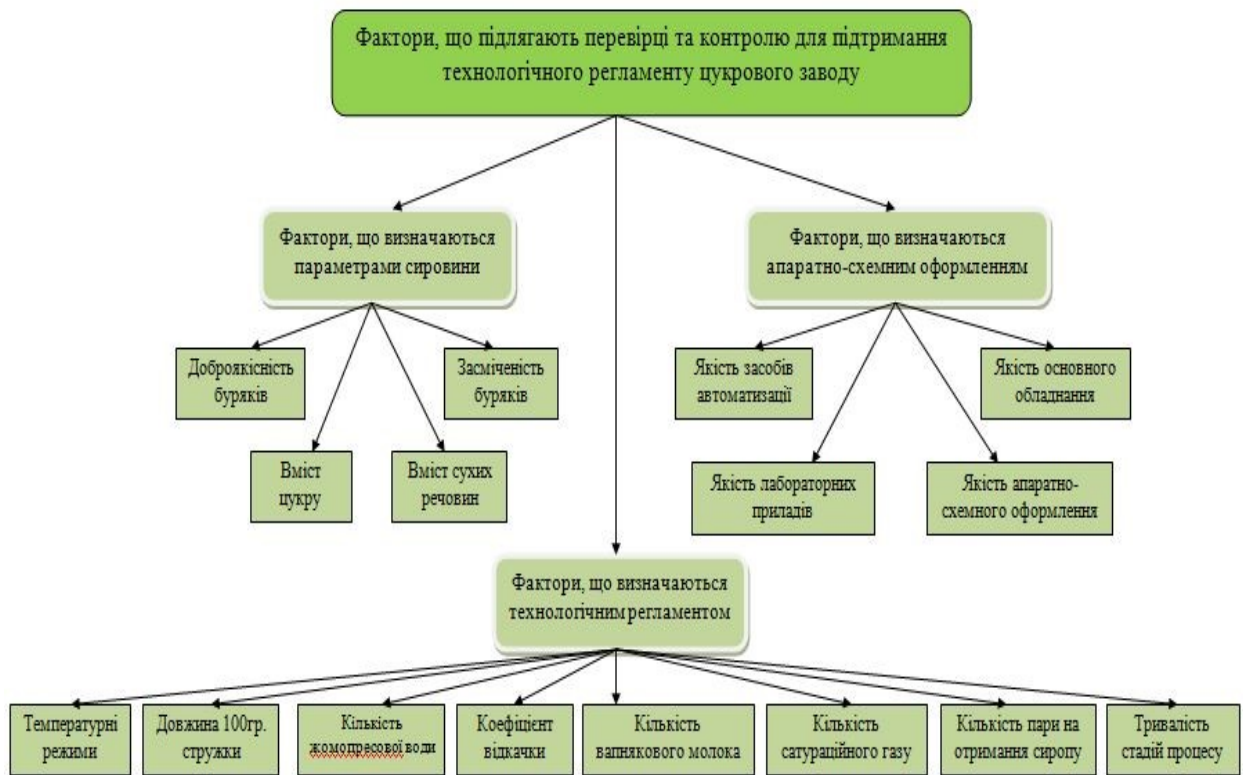


Рис. 1.10. Системно-факторний аналіз ТК цукрового заводу

Проблема управління такою складною технічною системою є надзвичайно актуальною з точки зору підвищення ефективності її функціонування. Крім того, створились необхідні передумови розв'язання даної проблеми на основі сучасних досягнень теорії та практики автоматизованого керування та передових комп'ютерних технологій [26]

1.3 Сучасні підходи до керування складними організаційно-технічними системами

Враховуючи велику кількість взаємопов'язаних інформаційно-матеріальних потоків на цукрових заводах, складність технологічних, фізико-хімічних і хімічних процесів, взаємопов'язаність технологічних операцій, необхідний спільний підхід щоб реалізувати алгоритми регулювання та вирішення проблеми управління

складними ТК.

У таких багатовимірних, складних нелінійних і багатозв'язних системах проходять перехідні процеси та виникають критичні та хаотичні стани. Для підвищення ефективності керування складними системами сучасна теорія керування використовує також методи синергетики, заснованої на ідеї самоорганізації [27].

Синергетика — наука, яка вивчає процеси самоорганізації в різноманітних об'єктах як фізичних, так і суспільних. Теоретичною базою синергетики є нелінійна динаміка, термодинаміка необоротних процесів, детермінований хаос. Синергетики стверджує, що у відкритих системах при обміні із зовнішнім середовищем енергією, речовиною та інформацією, відбуваються процеси самоорганізації через виникнення з хаосу деяких впорядкованих структур, що формують нові властивості [28, 29].

Новизна синергетичного підходу до керування полягає у переході від непередбачуваної поведінки системи до направленого руху вздовж атракторів, що визначають цілі системи при підлаштуванні інших змінних, тобто реалізації направленої самоорганізації при економній витраті ресурсів керування. При такому підході мета — атрактор — визначає сутність процесу.

Принципова новизна синергетичного підходу базується на таких домінантах:

- метою функціонування синергетичних систем керування є досягнення цільових атракторів, які відтворюють бажані технологічні режими систем;
- цільові атрактори відображають фізичну сутність природних процесів у технологічному об'єкті;
- синтез інваріантних багатообразів-атракторів дозволяє аналітично ґрунтувати механізми впливу природних додатних та від'ємних нелінійних зворотних зв'язків, які продукують процеси направленої самоорганізації.

При цьому поводження об'єкта складається із двох етапів:

- переходу до атрактора;
- асимптотичного руху на бажаному атракторі — цілі системи.

Враховуючи меншу розмірність атрактора у порівнянні з розмірністю фазового простору системи, процеси обробки інформації та керування у складних нелінійних об'єктах керування включають дві фази: фазу розширення та фазу стиснення. Синергетичні методи до синтезу системи керування складними об'єктами значною мірою здатні подолати проблему - тріаду , а саме: нелінійність, багатовимірність, багатозв'язність.

Отже, синергетика зосереджується на когерентних, кооперативних і самоузгоджених процесах, котрі мають місце в нелінійних системах, вирішальну роль в яких відіграє природа явищ (фізичних, хімічних, біологічних). Синергетичний підхід зосереджується на виявленні макроскопічних властивостей процесу, що формуються окремими компонентами, які входять у систему і утворюють параметри порядку, що керують поведінкою кожної компоненти.

Синергетика та теорія керування мають ряд суттєвих спільних рис, тому використовується часом термін «синергетична теорія керування». На відміну від загальновизнаного кібернетичного методу теорії керування, синергетичний підхід відшукує як малопотужні дії на систему, які приводять її до самоорганізації через кооперативну взаємодію внутрішніх процесів.

Вище вже відзначалось, що в класичній теорії управління основним методом є вибір жорсткої дії для переведення системи в потрібний стан. Ідеї самоорганізації в нелінійних динамічних системах пов'язані з пошуком шляхів телеономного, цільового впливу, тобто способів формування та збудження внутрішніх сил взаємодії, які можуть породжувати у фазовому просторі систем стійкі дисипативні структури, адекватні сутності системи [30, 31, 32, 33].

Складні об'єкти керування, в тому числі ТК цукрового заводу, є нелінійними, динамічними, множинними, складаються з великої кількості елементів, які взаємодіють між собою та зовнішнім середовищем.

Ключовими поняттями нелінійної динаміки є: нелінійність; нерівноважність; нестійкість; хаотичність; взаємодія; самоорганізація; різноманітність [31, 24, 35, 36].

Синергетика — не лише є загальною науковою платформою при вивченні складних процесів нелінійної динаміки, але й дає змогу конструювати такі технічні системи, в яких динамічні процеси проходять у повній відповідності і узгодженні з природними, тому що в них використані принципи і механізми організації та самоорганізації, що близькі до природних [31, 34, 35, 27].

Сучасний стан харчової промисловості потребує нових, значно жорсткіших вимог до якості продукції, а відповідно і до технологічного рівня виробництва. Досягти цієї мети можна одним лише шляхом: впровадженням передових технологій у виробництво, а також застосування сучасних методів керування технологічними процесами, включаючи синергетичний підхід. Такий підхід дозволяє в максимальній мірі використати характерні для харчових технологій явища регуляції та самоорганізації. Саме до таких об'єктів можна віднести технологічний процес приготування цукру. З цією метою необхідно створити ефективну систему синергетичного керування об'єктами цукрового заводу.

На даний час існує лише «жорстка» методика зовнішнього впливу на об'єкт керування, що відповідно вимагає великих енергетичних затрат. Такі методики в умовах тотальної економії енергетичних ресурсів стають неактуальними. Отже, виникає необхідність створення методів і способів керування, які зможуть порушувати внутрішні сили системи таким чином, щоб отримати необхідний результат. Зрозуміло, що такі методики будуть набагато економічно вигідніші ніж вплив на систему ззовні.

Розвиток систем автоматизації та технічних засобів дає змогу впроваджувати такі системи у нові галузі і вдосконалювати старі. Розвиток і вдосконалення реалізується через створення нових алгоритмів керування, створення новітнього

програмного забезпечення із використанням мікропроцесорних контролерів та комп'ютерного обладнання [38, 39]

Останні дослідження показали можливість застосування таких методик. Вони проявили себе, як достатньо перспективні у сучасній теорії автоматизації складних ТК. Технологічні процеси виробництва цукру відповідають вказаним ознакам, то ми маємо можливість застосовувати методи синергетичної теорії керування [37].

Враховуючи вищенаведене, на основі принципу розширення фазового простору було розроблено новий метод дослідження складних систем керування, що базується на принципах інваріантних багатообразів, метод аналітичного конструювання агрегованих регуляторів (АКАР), який вирішує питання пошуку закону керування, що дозволяє перевести систему із довільного початкового стану в окіл багатообразів, а також забезпечує стійкий рух такої системи із можливим потраплянням до цільового атрактора [37].

Розвиток комп'ютерних систем відкриває нові перспективи для створення систем керування технічними об'єктами та комплексами. Застосування мережевих технологій у системах керування дозволяє не тільки підвищити продуктивність і забезпечити більш раціональне використання ресурсів обчислювальних пристроїв, але й створити системи керування нового класу

Вирішення наведених проблем здійснюється з використанням певних підходів створення автоматизованих систем керування: процесний, корпоративний, децентралізований, мотиваційний та ін.

Однак, на наш погляд, стосовно до виробничої сфери зараз можна говорити насамперед про два магістральні управлінські підходи: програмно-цільовий та мережевий (сценарний). Обидва підходи з'явилися порівняно недавно. Але якщо один із них (програмно-цільовий) уже встиг набути певного розповсюдження і показати як свої можливості, так і недоліки, то другий тільки знаходиться на фазі становлення в своєму розвитку і має значну привабливість при використанні сучасних комп'ютерних технологій. Програмно-цільовий підхід у керуванні – це

такий підхід, при якому система керування орієнтується на досягнення кінцевого результату згідно із логікою поетапних дій: формування дерева цілей, розробка адекватної виконуючої програми, реалізація керуючої програми Програмно-цільовий підхід допомагає погодити поставлені цілі з наявними ресурсами, що дає, наприклад, можливість приймати зважені рішення у відносно “комфортній” обстановці. Відносно постійними в процесі реалізації проектів і програм залишаються вихідні підстави, на яких вони побудовані. Навіть якщо й вдається побудувати програму за принципом розгалуження в деяких точках реалізації (точки біфуркації, у яких з певного набору варіантів доводиться вибирати той або інший), однаково залишаються незмінними загальні цілі, на які відповідають дії програми Лінійна логіка програми хоч і допускає розгалуження, але саме розгалуження завжди припускає кінцеве число варіантів, прорахованих заздалегідь, яких і певних. Тим самим стає неможливим охопити різноманіття всього простору можливих варіантів рішень в реальних умовах невизначеності та ризику єдиними цільовими настановами, які були б значимі відразу для всього спектру умов функціонування об’єктів керування. Друга підстава – зростання темпів розвитку технологій: під час роботи цілових програм ситуація може змінитися так, що первісний їхній задум кардинально перетвориться. Наприклад, змінювання кон’юнктури ринку, попиту на продукцію, лабільність якісних характеристик сировини, перегляд виробничих програм, графіків, вплив суб’єктивного фактора на прийняття рішень: тобто разом із проектною твердістю цілових програм у них все-таки виявляються елементи невизначеностей, які повинні бути скореговані, що в багатьох випадках є проблемним. Рішення проблем може пропонуватися не однозначно, але на основі переліку варіантів.

Сценарний підхід зв’язують із прогнозуванням [40]. «Сценарій – це система припущень про поведінку ряду невизначеностей і їхньому сполученні в майбутньому». У сценарному підході звичайно виділяється не яка-небудь одна, а відразу кілька можливих стратегій. Відповідно до них будується складна система

математичних моделей. Очевидно те, що, відповідно до сценарного підходу, звичайно не ставляться які-небудь жорсткі цілі. Більше того, ціль натурально як би нікому не належить, явно не персоніфікована. Вона не ставиться жорстко на початку роботи, а рефлексується в процесі свого здійснення. Ціль є змістовне узагальнення різних позицій щодо загальної проблематики. Сценарний підхід не обов'язково орієнтований на рішення якогось глобального завдання.

Синтез стратегій керування базується на процедурах оцінки досягнення цільового стану при достатності ресурсів в рамках процедур розв'язання цільової проблемної задачі і базується на розбитті моделі еталонного цільового простору на елементарні альтернативні класи ситуацій зі спряженими або керуючими діями на джерела ресурсів, при цьому можливі наступні ситуації.

Модель цілі формується в рамках поняття моделі цільового простору системи спряженого з фазовим простором стану [41, 42, 43, 44].

Провівши системний аналіз технологічного процесу приготування цукру, можна виділити декілька рівнів керування складним ТК: рівень керування апаратними процесами, рівень керування відділеннями та рівень керування виробництвом. Останній рівень включає планування, організація, постачання сировини та необхідних матеріалів, реалізація готового товару чи напівфабрикатів [45, 46]. Кожен наступний рівень керування включає в себе попередній і неможливий без нього.

Виходячи із особливостей технологічних процесів харчових виробництв, для побудови ефективних стратегій керування ними найбільш перспективним є використання синергетичних алгоритмів, реалізованих в сценаріях керування.

1.4. Постановка задачі дослідження.

Аналіз стану питання показав, що дана галузь потребує досліджень . Протягом досить тривалого часу в цукрову промисловість не впроваджувались новаторські ідеї і не проводились дослідження. Тому задачею даного дослідження є розробка новітніх методів управління на основі сучасних технологій.

Метою даної роботи є покращення ефективності цукрового виробництва шляхом розробки автоматизованої системи керування технічним комплексом, в основі якої положено реалізацію ресурсощадних стратегій багатокритеріального керування за принципами та методами які використовуються для сценарного підходу та нелінійної динаміки .

Щоб досягти заданої мети необхідно вирішити такі задачі:

- провести аналіз технологічного комплексу цукрового заводу та детальний аналіз показників його функціонування.
- проведення експериментальних досліджень технологічних процесів виробництва цукру та ідентифікація мережевих математичних моделей в умовах невизначеності та ризику.
- здійснити постановку та розв'язати задачу багатокритеріальної оптимізації технологічних процесів виробництва цукру в умовах невизначеності та конфліктності, ситуаційного змінювання пріоритетності критеріїв;
- побудувати функціональну структуру системи багатоцільового управління технологічними процесами цукрового виробництва з використанням інтелектуальних механізмів.

Висновки

1. В результаті аналізу визначено, що цукрове виробництво має складну організаційно - технологічну систему, яка складається з великої кількості взаємозв'язаних підсистем, має високу ступінь невизначеності, характеризується багатофакторністю, визначається багатоцільовою поведінкою.

2. Існуючі системи автоматизації цукрового виробництва характеризуються використанням окремих контурів регулювання технологічних параметрів; не забезпечене комплексне автоматизоване управління на всіх стадіях виробництва цукру.

3. Здійснена постановка задач дослідження, яка передбачає розробку математичних моделей якості, продуктивності та втрат, постановку та вирішення задачу багатокритеріальної оптимізації та розробку інтелектуальної системи управління.

РОЗДІЛ 2

ДОСЛІДЖЕННЯ ТЕХНОЛОГІЧНОГО КОМПЛЕКСУ ЦУКРОВОГО ЗАВОДУ МЕТОДАМИ НЕЛІНІЙНОЇ ДИНАМІКИ ТА ДЕТЕРМІНОВАНОГО ХАОСУ

2.1 Аналіз часових рядів параметрів об'єкта керування

Проблемі керування складними об'єктами, в яких є наявна хаотична поведінка, на нинішньому етапі розвитку теорії та практики керування приділяється значна увага і у цьому напрямку вченими зроблений значний прорив.

Складні об'єкти керування характеризуються віддаленістю станів термодинамічної рівноваги та формуванням дисипативних просторово-часових структур, важливим питанням при розв'язанні задач керування є підтримання оптимальних значень їх керованих технічних параметрів на сучасному етапі розвитку технічного оснащення.

Ідентифікація таких об'єктів здійснюється на основі всебічного аналізу поведінки таких об'єктів, які характеризується постійною зміною та переходом, між стохастичністю, детермінованістю, хаотичністю [45, 46, 47, 48].

Хаотична поведінка складного об'єкта керування технологічним процесом викликана внутрішніми факторами. Для створення ефективного керування такими системами необхідно використовувати підхід, заснований на принципі створення керуючих дій ресурсозберігаючого характеру, топологічно узгодженого.

В минулому і частково в наш час успішно впроваджується і розвивається методика жорсткого зовнішнього впливу на процеси і об'єкти, але, все більш актуально, постає питання збереження ресурсів і енергозбереження. Жорсткі методики дуже затратні. Тому, саме зараз, постає необхідність пошуку оптимальних ресурсощадних методів керування. Синергетичні методи керування та методи самоорганізації відповідають сучасним вимогам по ресурсо- енергозбереженню. Вони є мало ресурсо- та енергозатратними і використовують внутрішні властивості і потужності системи, хоча є і більш складними. Отже виникає потреба розробки методів і способів керування і порушення внутрішніх сил взаємодії, які здатні

створити у фазовому просторі дисипативні структури, які відповідають всім властивостям і явищам системи [46, 49]. Для ефективної розробки і впровадження синергетичних систем керування необхідно знати їх основні властивості і основні відмінності від сучасних систем.

Підсумуємо, вихідну систему, що складається з динамічного об'єкта і зовнішніх сил, що впливають на цей об'єкт, замикаємо прямими і зворотними зв'язками, в результаті із ізольованої системи отримуємо розширену. Враховуємо те, що зовнішні сили, що діяли на систему, стануть внутрішніми. Така система в результаті стане відкритою для проходження через неї енергії і інформації. В результаті переходу від заданої задачі керування, що має рівняння об'єкта і вплив на нього зовнішніх сил, до розширеної задачі керування, так щоб ці сили стали внутрішніми взаємодіями, можливе використання синергетичного підходу [45,49].

Такі об'єкти характеризується переміжністю. Переміжністю називають можливість зміни станів системи між детермінованим, стохастичним і хаотичним. Хаотична поведінка об'єкта керування обумовлена низкою факторів і часто займає важливе місце у адаптації складних систем керування методом самоорганізацію [50, 51].

Аналіз часових рядів основних технологічних змінних цукрового виробництва (рис. 2.1), проводився згідно із алгоритмом керування в ситуаційно-значущих зонах об'єкта керування [52, 53, 54].

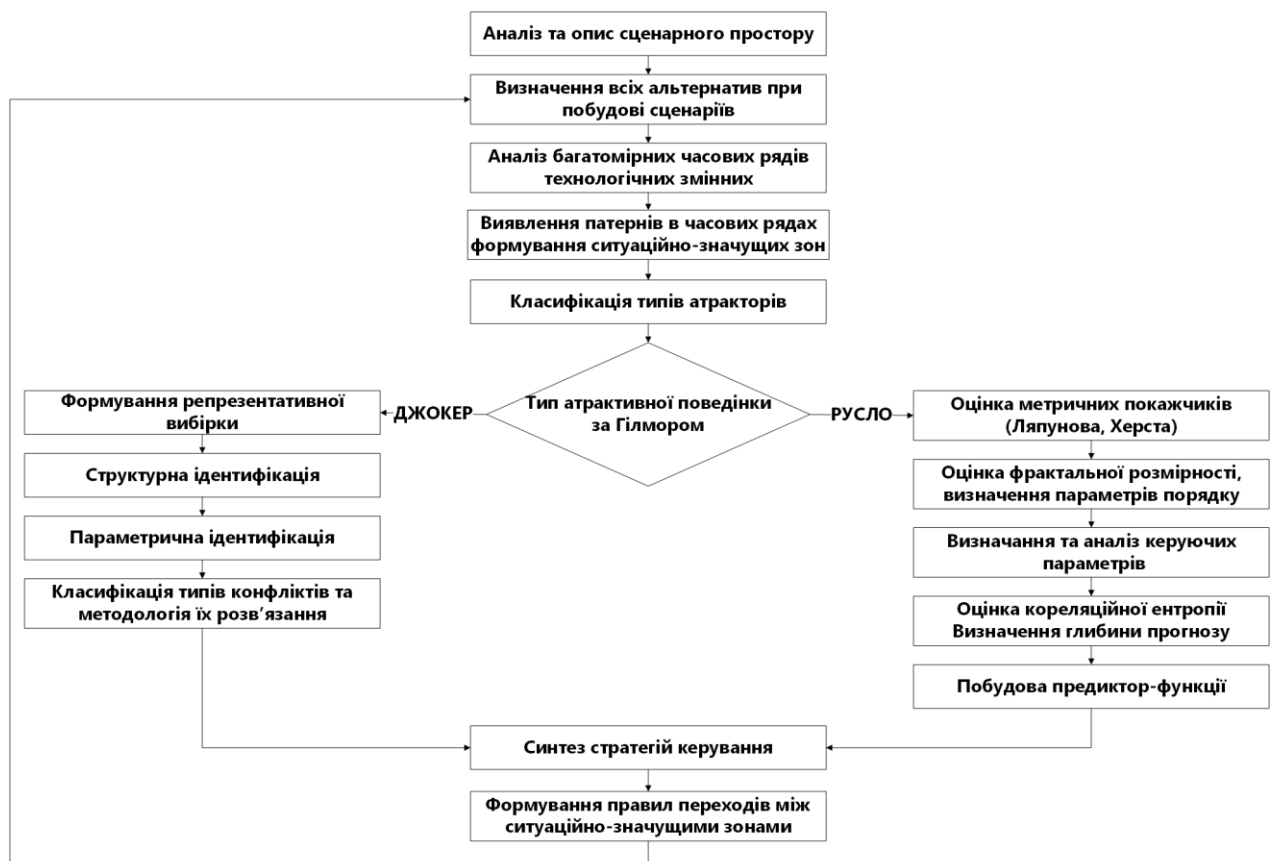


Рис. 2.1. Блок-схема алгоритму керування ТК у відповідності із сценарно-синергетичним підходом

Для створення ефективного керування, що побудоване на синтезі керувальних стратегій, топологічно узгодженого ресурсозаощадливого характеру, необхідно виконати експериментальні дослідження таких об'єктів, методами нелінійної динаміки.

Проводиться пасивний експеримент, результатом дослідження є числовий ряд різних технологічних параметрів. Досліджуються отримані значення методами теорії синергетики та хаосу, для визначення характеру поведінки системи та розроблення адекватного керування таким об'єктом.

При дослідженні отриманих часових рядів необхідно визначити деякі характеристики, а саме:

1) визначити характер поведінки (хаотична, детермінована чи стохастична), тобто поведінка системи описується певним детермінованим законом чи може бути повністю випадкова;

2) передбачити поведінку системи та визначити імовірність того, як саме поведе себе система в певний момент часу.

3) виконати реконструкцію атрактора, це значить що за відомими часовими рядами потрібно відновити систему рівнянь, які описують таку поведінку об'єкта;

Для виконання дослідження часового ряду за переліченими вище ознаками потрібно застосовувати апарат нелінійної динаміки для визначення характеру поведінки системи необхідно серед яких:

1) визначення показника Херста.

2) Виконання аналізу фрактальної розмірності досліджуваної системи;

3) виконання оцінки ентропії Колмогорова;

Для реконструкції атрактора необхідно при обчисленні кореляційної розмірності звернути увагу також на значення такого показника, як розмірність фазового простору. Враховуючи теорему Такенса, яка говорить про те, що відновлення фазового простору атрактора та складання уявлення про поведінку системи може здійснюватися за змінюванням однієї змінної, та коли розмірність фазового простору менше трьох, то можна проводити відновлення аналітичного вигляду функції, що визначає поведінку системи [55, 56, 57, 58].

Після завершення етапу реконструкції атрактора, отримавши модель, переходимо до прогнозування поведінки системи, враховуючи те, що системи із детермінованим хаосом мають обмежений горизонт прогнозу, а у систем із стохастичністю, можна отримати лише значення імовірності поведінки системи. Дослідження по прогнозуванню можуть проводитися на основі методу флікер-шумової спектроскопії.

Тривалий час існувало припущення, що в системах із джокерами неможливо провести реконструкцію атрактора, а значить за числовим рядом неможна отримати графічне відображення процесу та кількісну характеристику. Тому для дослідження системи необхідно виділити ознаки присутності джокера в системі. Серед таких ознак виділяють: переміжність, суттєвий вплив заданих початкових умов на перебіг процесу, неправильний порядок циклів при зміні параметра.

Перераховані ознаки наявності джокера актуально можна використовувати і оцінити лише у активному експерименті. Тому для дослідження таких систем і доведення наявності джокера використовуються графічні тести [59, 60, 61, 62].

Базові основи методів полягають у тому, що необхідно визначити нестійкі періодичні орбіти, що входять до атрактора. У випадку, якщо частина часового ряду $\{x_z\}$ виявляються на певній відстані від нестійкої періодичної орбіти, то можна зробити припущення, що спостереження часового ряду будуть рухатись біля орбіти на певному проміжку часу. Слід зауважити, що значення часового ряду можуть проходити досить тривалий час біля орбіти. У цьому випадку припускають, що спостереження через деякий відрізок часу повернуться до околу початкової точки. Значення відрізка часу, під час якого відбулося повернення називають довжиною орбіти і позначають T . Необхідно визначити послідовність точок часового ряду, для яких буде виконуватись умова мінімуму для $|x_i - x_{i+T}|$.

Для подальшого дослідження отримані значення наносять на графік, на якому відображають точкою чорного кольору якщо величина $|x_i - x_{i+T}|$ не перевищує заданого значення ε і точка білого кольору, якщо відбувається перевищення.

За зовнішнім виглядом отриманого графіка можна зробити висновок: якщо сукупність значень часового ряду мають стохастичний характер, то спостерігається рівномірне розподілення чорних точок по графіку; якщо на графіку переважають лінії, горизонтальні, вертикальні чи по діагоналі, то говорять про детермінованість часового ряду.

Математичний опис такого методу дослідження представлений у вигляді такої системи:

$$\vec{X}_{t+1} = \begin{cases} f(\vec{X}_t), \vec{X}_t \in G, \vec{X}_t \notin J \\ \text{joker_after}, \vec{X}_t \in J \end{cases}, \quad (2.1)$$

де G – область у фазовому просторі (область русел); J – область у фазовому просторі (область джокерів); joker_after – точка чи область у фазовому просторі; X_t – вектор даних.

Фазовий простір системи може містити дві області: область джокерів J та область русел G . Якщо мова іде про область русел, то поведіння у ній описується функцією $\vec{X}_t = f(\vec{X}_{t-1})$. Якщо говориться про область джокерів, то виділяється правило joker_after , за яким система із точки X_{t-1} області джокерів потрапляє в точку X_t .

В залежності від правила та розмірності області джокера їх можна класифікувати на точкові та інтервальні (безперервні). Точковий джокер – це джокер першого роду, що дозволяє з деякою ймовірністю перевести систему у певну точку миттєво, чи в дві точки з різними ймовірностями (джокер другого роду). Інтервальний джокер – це джокер третього роду, що розглядається як узагальнення джокерів першого та другого родів і дозволяє перевести систему в певну точку за законом розподілу імовірності [63].

Програмна реалізація запропонованого графічного методу аналізу відбувалась із використанням продукту Gilmore's Test розробки Національного університету харчових технологій. Проводились дослідження часових рядів різних технологічних параметрів ТК цукрового заводу, таких як: витрата дифузійного соку, температура дифузійного соку, рН дифузійного соку та інших (додаток А). Детальний огляд графіків дозволить визначити наявність інтервальних, точкових так і змішаних структур. Дослідження також показали наявність детермінованого та стохастичного

характеру поведінки системи керування, що свідчить про наявність переміжностей [59, 62].

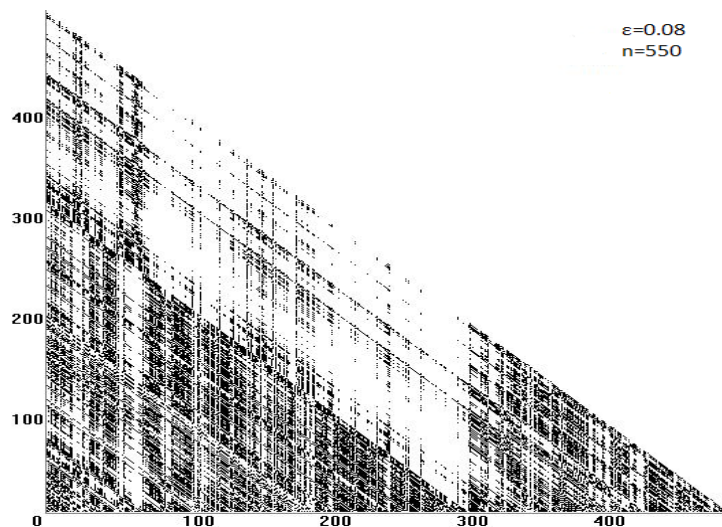


Рис. 2.2. Графічний тест витрати дифузійного соку при $\varepsilon=0.08$, для кількості спостережень – 550

На рис. 2.2 виділяються характерні суцільні лінії, що є показником наявності в системі детермінованого хаосу. Для розгляду навмисне підібрані часові ряди порядку 600 точок для підтвердження роботи методу із короткими часовими рядами.

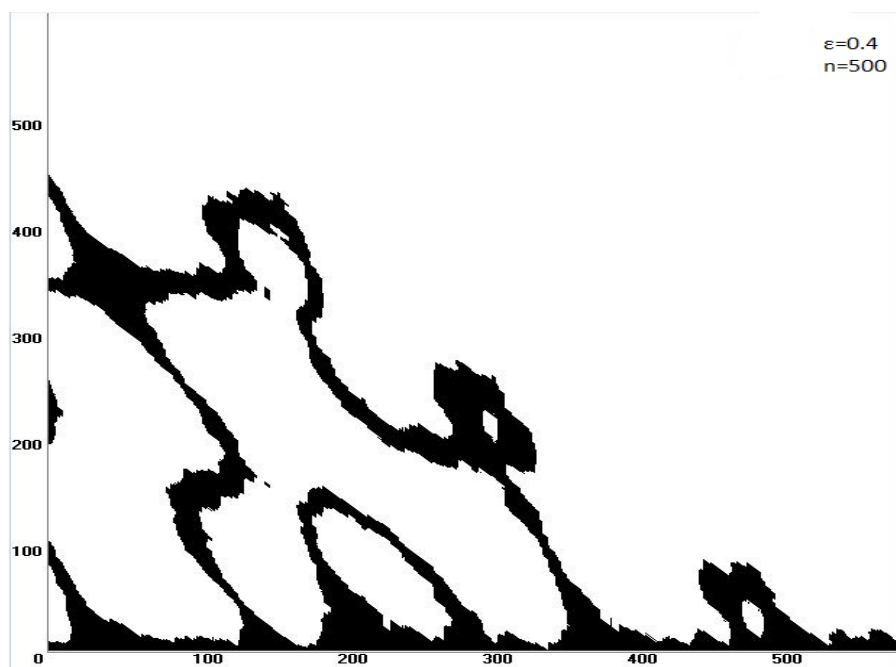


Рис. 2.3. Графічний тест температури дифузійного соку при $\varepsilon=0.4$ для кількості спостережень – 500

На рис. 2.3 характерні прояви наявності в системі точкових та інтервальних джокерів, а також характерним є наявність порожніх проміжків, що є свідченням розривів відображення.

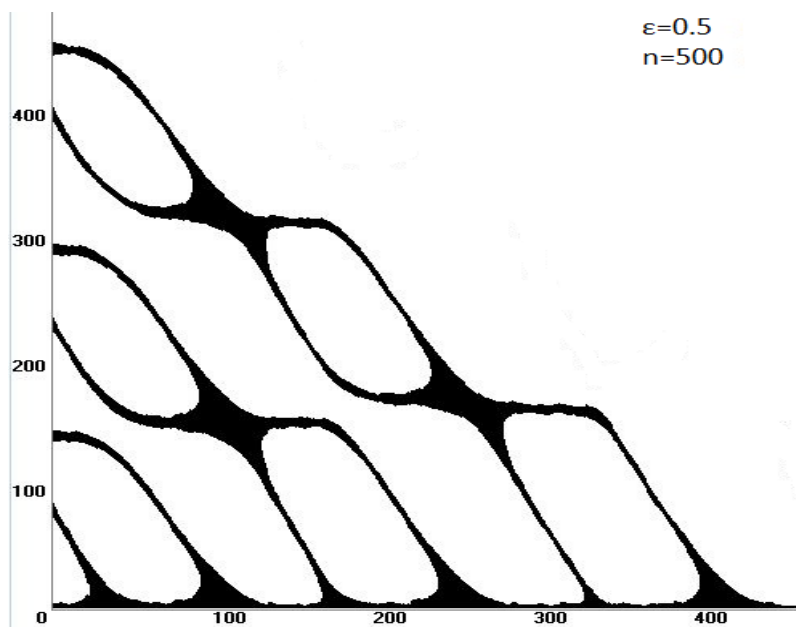


Рис. 2.4. Графічний тест значення витрати дифузійного соку при $\epsilon=0.5$ для кількості спостережень – 500

На рис. 2.4 виділяється наявність лише інтервального джокера. Також можна виділити наявність складного частотного спектру у вигляді квазіперіодичних орбіт.

ТК цукрового заводу, відносно поставлених задач керування відрізняються своєю багатовимірністю [63]. Варто також зазначити, що ТК виробництва цукру має всі притаманні ознаки щоб вважати її складною організаційно-технологічною системою. Ці об'єкти управління являють собою сукупність різних підсистем, пов'язаних інтенсивною взаємодією та процесами обміну енергією, речовиною та інформацією. Ці підсистеми є нелінійними, багатомірними та складнозв'язаними [64, 65, 66].

При створенні інформаційних керуючих систем складними об'єктами завжди виникає задача оцінки їх стану. Це пов'язано з постійними змінами зовнішнього середовища і параметрів об'єкта, що є актуальним для ТК цукрового заводу і вимагає застосування сучасних методів нелінійної динаміки для аналізу складної

поведінки такого об'єкта керування. Одним із ефективних методів нелінійної динамік є рекурентний аналіз часових рядів змінних об'єкта керування [67, 68, 69]. Такий метод аналізу базується на поведінці об'єкта керування і поєднує в собі візуальні можливості їх аналізу у вигляді геометричних просторово-часових діаграм та потужного математичного апарату кількісних оцінок – мір, відображуючи всі можливі аспекти поведінки складного нелінійного об'єкта керування, що викликаються явищами переміжності. Встановлення проявів переміжності під час керування технологічними процесами цукрового виробництва дозволить застосувати адаптивні ефективні методи прийняття рішень у відповідності із характером поведінки об'єкта, що приведе до економії матеріальних та енергетичних ресурсів.

Рекурентний аналіз дозволяє проводити оцінку характеристик нелінійного об'єкта на відносно коротких часових рядах змінних [70, 71, 72, 73], що дає змогу здійснювати оперативне прийняття рішень по керуванню об'єктом. Питання дослідження рекурентних діаграм за часовими рядами ТК цукрового заводу та їх кількісний аналіз також досліджені недостатньо глибоко.

Виходячи з теореми Такенса, фазова траєкторія, яка зберігає структуру початкової фазової траєкторії, має можливість бути реконструйована з даних часового ряду параметра x , фкий вкладеного в псевдофазовий простір заданої певної розмірності m :

$$\begin{aligned}x_1^m &= (x_1, x_2, \dots, x_m), \\x_2^m &= (x_2, x_3, \dots, x_{m+1}), \\x_{N-m}^m &= (x_{N-m}, x_{nN-m+1}, \dots, x_N).\end{aligned}\tag{2.2}$$

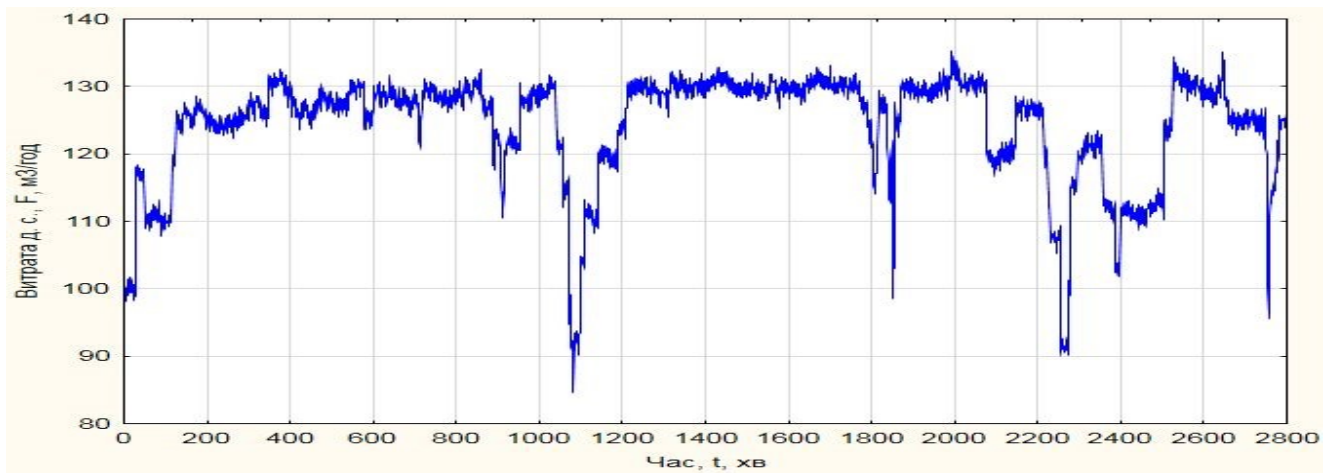


Рис. 2.5. Часовий ряд зміни витрати дифузійного соку

Такий графік подання процесу назвають рекурентною діаграмою (RP – recurrence plots) і вона є проекцією m – мірного псевдофазового простору на певну площину.

Рекурентна діаграма описується співвідношенням:

$$R_{i,j}^{m,\varepsilon} = \Theta(\varepsilon_i - \|x_i - x_j\|), \quad (2.3)$$

де $\{x_i\} = [x_1, x_2, \dots, x_N] \in R^m$, $i, j = 1, 2, \dots, N$, N – кількість розглянутих станів спостережуваного процесу, ε_i – розмір околиці точки x_i в момент i , $\|x_i - x_j\|$ – відстань між точками, $\Theta(\cdot)$ – функція Хевісайда.

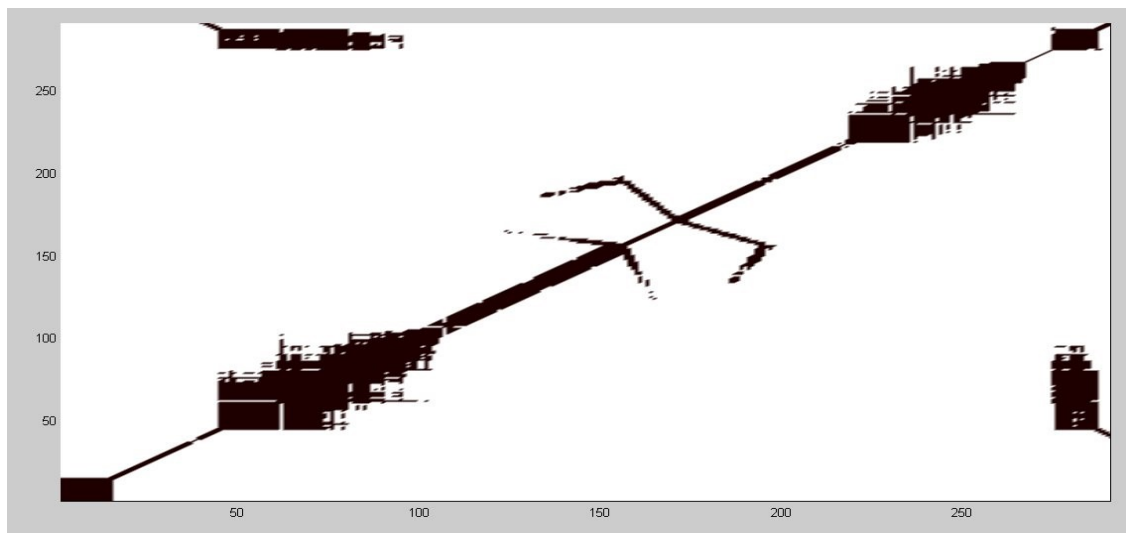


Рис. 2.6 Відображення рекурентної діаграми витрати дифузійного соку
(наявність нестационарності)

Для аналізу досліджуваних процесів за рекурентними діаграмами використовуються два класи: текстура зображень та топологія. Топологія представлена великомасштабними структурами, що дає загальне поняття про характер перебігу процесу за чотирма класами: періодичний, однорідний, дрейф та білі області [74, 75]

Текстура дає можливість оцінити відстань між деякими станами системи на що зображено на діаграмі відстаней [76], що відображається на деяку кольорову палітру:

$$D_{i,j}^m = \|x_i - x_j\|. \quad (2.4)$$

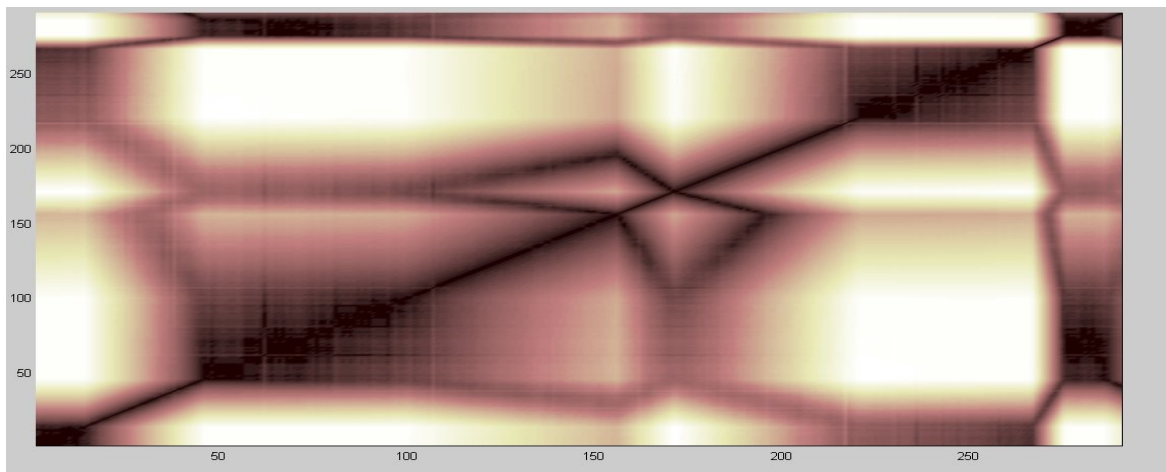


Рис. 2.7. Текстура рекурентної діаграми витрати дифузійного соку (наявність і характер дрейфу характеристик)

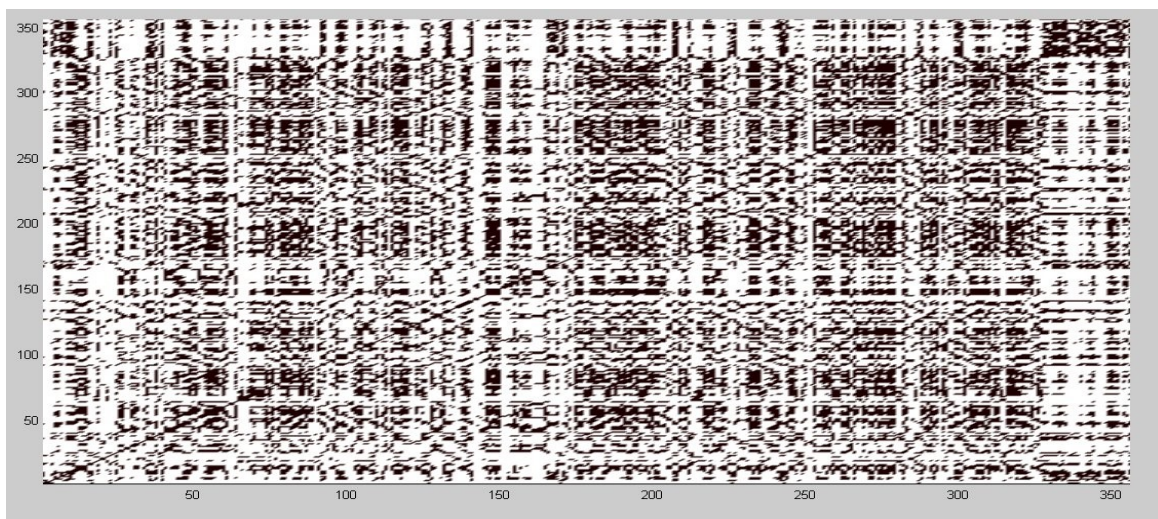


Рис. 2.8. Відображення текстури рекурентної діаграми витрати дифузійного соку (наявність хаотичного процесу)

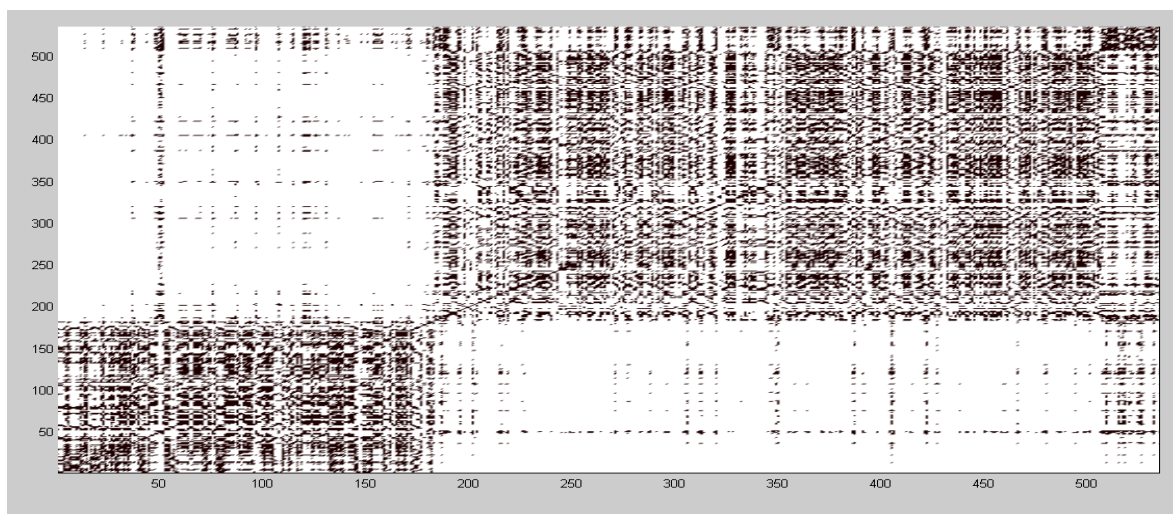


Рис. 2.9. Відображення текстури рекурентної діаграми витрати дифузійного соку (контрастна топологія)

На основі отриманих рекурентних діаграм, проведений також їх кількісний аналіз. Суть цього методу полягає у визначенні повторюваної щільності точок і діагональної структури графіка [63]. В результаті досліджень часових рядів змінних при функціонуванні ТК цукрового заводу були визначені кількісні показники такі як: міра рекурентності (RR); середня довжина діагональних ліній (L); міра детермінованості (DET); частотне розсередження довжини діагональних ліній (RATIO); ентропія (ENTR); дивергенція (DIV); тренд (TREND), а також розраховані

міри, які засновані на певних горизонтальних чи вертикальних структурах рекурентних діаграм, а саме: міра замирання (LAM); показник затримки (TT).

Розраховувалась міра рекурентності за (2.5):

$$RR = \frac{1}{N^2} \sum_{i,j=1}^N R_{i,j}^{m,\varepsilon} . \quad (2.5)$$

Вимірювання повторюваності показує щільність точок повторення. Значення обчислюється шляхом підрахунку однакових рядків. Крім того, цей показник показує ймовірність знаходження точки циклу на графіку циклу. Процеси з випадковою поведінкою можуть утворювати надзвичайно короткі діагоналі або взагалі не мати діагоналей. Процеси з детермінованою поведінкою утворюють довгі діагоналі та дуже мало окремих точок циклу.

Співвідношення певних рекурентних точок, які будують діагональні структури, до визначеної загальної кількості точок знаходиться за (2.6):

$$DET = \frac{\sum IP^{\varepsilon}(l)}{R_{i,j}^{m,\varepsilon}}, \quad (2.6)$$

де $P^{\varepsilon}(l) = \{l_i; i = 1 \dots N_l\}$ частотний розподіл довжин l діагональних ліній в RP; N_l абсолютна кількість діагональних ліній (кожна лінія рахується тільки один раз).

Даний показник називають мірою передбачуваності або детермінованості системи.

Мінімальна довжина $l_{\min} = 1$ – це кінцеве значення, яке виключає наявність діагональних ліній, що створені значенням тангенса руху такої траєкторії у фазовому просторі. Якщо $l_{\min} = 1$, то і $DET = 1$.

Середній час передбачуваності визначається за (2.7):

$$L = \frac{\sum_{l=l_{\min}}^N IP^{\varepsilon}(l)}{\sum_{l=l_{\min}}^N P^{\varepsilon}(l)} . \quad (2.7)$$

Показник DIV – дивергенція, (2.8) вказує найбільшу довжину діагональних структур чи її інверсію:

$$DIV = \frac{1}{L_{\max}}, \quad (2.8)$$

де $l_{\max} = \max(l_i; i = 1 \dots N_l)$.

Визначено, що довжина діагоналі пов'язана з максимальним позитивним показником Ляпунова (якщо довжина діагоналі існує для досліджуваної системи). У результаті була визначена оцінка максимального позитивного показника Ляпунова за довжиною діагоналі Міра ентропії (2.9) співвідноситься відповідно ентропії Шеннона.

$$ENTR = - \sum_{l=l_{\min}}^N p(l) \ln p(l), \quad (2.9)$$

де $p(l) = \frac{P^{\varepsilon}(l)}{\sum_{l=l_{\min}}^N P^{\varepsilon}(l)}$ – показує складність детермінованої системи.

Співвідношення між RR та DET (2.10) можна розрахувати із частотного розділення довжин діагональних ліній [63].

$$RATIO = N_2 \frac{\sum l P^{\varepsilon}(l)}{(\sum l P_{\eta}(l))^2}. \quad (2.10)$$

Проведені дослідження показали, що дана міра може використовуватися для розпізнавання фазових переходів у певних випадках, коли RR є назмінна, а DET зменшується.

$$LAM = \frac{\sum v P^{\varepsilon}(v)}{\sum R^m, \varepsilon_{i,j}}. \quad (2.11)$$

Міра завмирання LAM (2.11) показує відношення кількості рекурентних областей, які утворюють горизонтальні лінії відносно загальної кількості зображених рекурентних точок. Показник характеризує наявність станів замирання

системи. Завмиранням вважають той стан системи, за якого рух цієї системи по даній фазовій траєкторії призупиняється чи відбувається не швидко.

Довжина горизонтальних структур (це показник затримки) знаходиться за (2.12):

$$TT = \frac{\sum_{v=v_{\min}}^N v P^{\varepsilon}(i)}{\sum_{v=v_{\min}}^N P_{\varepsilon} v}. \quad (2.12)$$

Цей показник являє собою середній час, протягом якого система може перебувати у відносно стабільному стані. Вплив випадкової складової на систему показано на діаграмі окремою точкою або короткою діагональною лінією. У деяких випадках випадкові компоненти можуть взагалі не утворювати діагональ.

Рекурентний аналіз дозволив визначити характер процесів (стохастичність, хаотичність, періодичність, квазіперіодичності і т. п.), виявити особливості еволюції поведінки об'єкта керування (зміна режиму, зміни рівня шуму, зміни трендів і т.п.), здійснити порівняння процесів (виявлення подібності, відхилень від стандарту, синхронізації і т. п.), оцінити характер нестационарності, охарактеризувати ступінь ламінарності і турбулентності матеріальних потоків для їх врахування в процесі керування [63].

Для репрезентативного аналізу рекурентних діаграм поряд з ідентифікацією топології і текстури проведена оцінка кількісних характеристик ознак поведінки (табл. 2.1) за такими показниками: міри рекурентності, детермінованості, середній час передбачуваності, дивергенції, замирання, ентропії та інші.

Табл. 2.1 Кількісний аналіз рекурентних діаграм витрати дифузійного соку

Показник	Ряд 1	Ряд 2	Ряд 3
RR	0,218	0,108	0,120
DET	0,723	0,521	0,487
L	3,147	3,907	2,703

DIV	0,032	0,026	0,035
ENTR	1,495	1,618	1,198
RATIO	5,143	5,933	4,310
LAM	0,509	0,694	0,552
TT	0,218	3,005	3,594

Враховуючи відмінності оцінок цих параметрів в різні періоди функціонування об'єкта керування, що підтверджує різноплановий характер його поведінки, здійснювалась адаптація параметрів алгоритмів керування у відповідність із ситуаційною обстановкою.

Практична цінність отриманих рекурентних діаграм, що характеризують різні аспекти поведінки ТК цукрового заводу як об'єкта керування, полягає в акумулюванні великої кількості інформації шляхом її візуалізації і дозволяє оцінити характерні особливості поведінки технологічних процесів. Це дозволяє також здійснити її прогнозування і прийняти ефективні рішення по усуненню можливих негативних наслідків.

Топологія рекурентної діаграми (рис. 2.6) вказує на наявність дрейфу характеристик, що характеризується наявністю чорних зон, що відповідають скупченням вертикальних та горизонтальних ліній в області, віддаленій від головної діагоналі. Особливості та величина дрейфу характеристик об'єкта визначаються за текстурою рекурентної діаграми (рис.2.7) за змінюванням яскравості зображень.

Визначена переміжність в поведінці об'єкта керування через утворення хаотичних просторово-часових структур (рис. 2.8), що характеризується нерегулярними проявами діагональних ліній [63, 76]. Контрастна топологія часового ряду (рис. 2.9) характеризує різке змінювання динаміки технологічних процесів, суттєву нестаціонарність, внаслідок чого з'являються окреслені білі зони в структурі рекурентного графіку.

Різкі змінювання кількісних оцінок показників рекурентних діаграм свідчать про наявність явищ переміжності в поведінці об'єкта, значні динамічні змінювання його характеристик, що вимагає застосування адаптивних алгоритмів керування.

При дослідженні часових рядів, що описують складні об'єкти, такі як ТК цукрового заводу, з метою автоматизації процесу виявлення подій і станів таких об'єктів, сигнал спотворюється впливом найрізноманітніших шумів. До таких сигналів також має місце застосування технологій Data Mining [78].

Одним із етапів є застосування вейвлет-аналізу, який дає концепцію сигналів у частотно-часовій області [79, 80, 81, 82, 83]. Впровадження методів вейвлет-аналізу в механізми обробки даних наочно демонструє їх здатність комплексно вирішувати поставлені завдання. Реальні дані часто містять випадуючі ділянки; для обробки таких сигналів розроблені адаптивні вейвлет-методи. Реалізація всіх цих притягальних властивостей вейвлетів іноді стримується значним обсягом необхідних обчислень, що приводить до низької швидкості обробки даних.

Основними функціями вейвлет-аналізу можуть бути різні функції з компактними носіями - імпульсно-модульовані синусоїди, функції зі стрибками рівня. Ці функції забезпечують аналіз і відображення сигналів з локальними характеристиками, такими як стрибки, переривання, різкі провали.

Розрахунок вейвлет- коефіцієнтів виконується за формулами:

$$C(a, b) = \sqrt{a} \int_{-\infty}^{+\infty} \psi\left(\frac{t-b}{a}\right) f(t) dt \quad (2.13)$$

де $f(t)$ – функція, що досліджується; ψ – вейвет-функція; a, b – коефіцієнти вейвлет-функції.

Вейвлетний масштабно-часовий спектр $C(a, b)$ складається із двох складових частин: a – масштабу вейвлета, що вимірюється в одиницях обернених частоті; b – часового зміщення вейвлета за сигналом, що вимірюється в одиницях часу. Слід врахувати, що параметри можуть приймати всі значення в області вимірювання.

Неперервне вейвлет-перетворення $f(t) \in L^2(R)$, використовуємо для якісного частотно-часового аналізу [84, 85, 86]. Це відповідає перетворенню Фур'є із зміною гармонійного базису $\exp(-j\omega t)$ на вейвлетний $\psi\left(\frac{t-b}{a}\right)$:

$$C(a,b) = \langle f(t), \psi_{ab}(t) \rangle = \left(\frac{1}{\sqrt{|a|}} \right) \int_{-\infty}^{+\infty} f(t) \psi\left(\frac{t-b}{a}\right) dt, \quad (2.14)$$

де коефіцієнти $C(a, b)$ – проекції сигналу на вейвлетний базис, $(a, b) \in R$, $a \neq 0$.

Для вейвлет-функції вибрано вейвлет Морле, його аналітичне представлення якого має наступний вигляд:

$$\psi(t) = e^{-t^2/a^2} \left[e^{ik_0 t} - e^{-k_0^2 a^2/4} \right], \quad (2.15)$$

де α – параметр, який задає ширину гаусіані, зазвичай вибирають $\alpha^2=2$; k_0 – це параметр задання частоти плоскої хвилі, зазвичай вибирають $k_0=2\pi$.

Поведінку переривчастих систем можна класифікувати, аналізуючи енергію вейвлет-спектру. На рисунку 2.10 представлено сигнал з переміжностями та вейвлет-спектр.

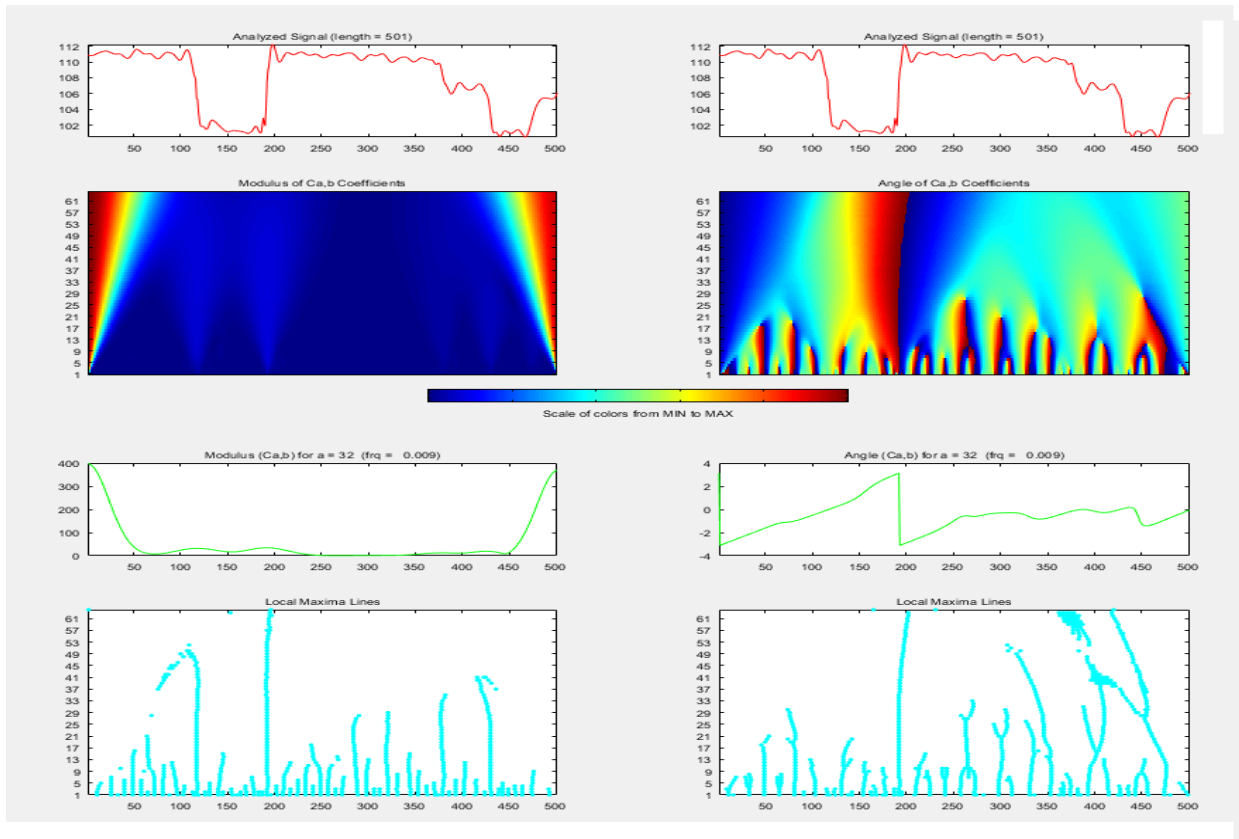


Рис. 2.10 Вейвлет-спектр сигналу витрати дифузійного соку

Профіль вейвлет-поверхні який знаходиться в режимі хаотичної динаміки, що характеризується “стрибком” різномасштабних коливань, він чітко локалізується

внаслідок сильних змінювань у вигляді різких “провалів”, це дає можливість виявити явища переміжності в реальному масштабі часу.

2.2. Реконструкція атракторів динамічної системи технологічних процесів цукрового виробництва

Певна послідовність подій, що можна спостерігати через деякі рівні проміжки часу називається часовим рядом.

Розглядаючи технологічні процеси виділяють детермінований, хаотичний та стохастичний характер поведінки. Для детермінованих процесів притаманна пряма залежність поведінки відомого об’єкта в певний момент часу від поведінки в попередній момент. Стохастичним процесам притаманні визначення не поведінки об’єкта із зміною часу, а значення імовірності поводження об’єкта. Відповідно, хаотичний характер поведінки технологічних процесів це середнє значення між чітко визначеним і прогнозованим детермінованим процесом та абсолютно зашумленим випадковим стохастичним процесом. В залежності від якісних і кількісних характеристик хаотичного процесу можна говорити про наближеність до детермінованого чи стохастичного. У першому випадку такий процес називають детермінований хаос. У другому випадку – шум.

Методи та теорії складних систем керування і теорії нелінійної динаміки дозволяють оцінити характер поведінки технологічних процесів. Для подібного дослідження доречно ввести такі поняття: фазовий простір та атрактор. Поведінку процесу (хаотичну, стохастичну, детерміновану) описують, як зміну поведінки певної технологічної змінної. Хоча, в існуючих об’єктах керування, виділяють групу технологічних параметрів. Така група дозволяє в повній мірі описати поведінку об’єкта керування і називається «вектором стану». Значення параметрів вектору стану змінюються з часом і узагальнено описуються як $\bar{q} = (q_1, q_2, \dots, q_n)$.

Вектор стану визначає простір, в якому він знаходиться. Такий простір називається фазовим. При динамічній зміні стану системи в часі t отримуємо умовну залежність вектору стану від часу: $\bar{q} = \bar{q}(t)$. Якщо визначити стан системи, як точку у фазовому просторі і розглядати послідовність таких станів, то отримаємо фазовий портрет системи або фазову траєкторію [88, 89, 90].

У випадку, коли розглядається стохастичний характер поведінки технологічного процесу, то деякий обсяг фазового простору займає рівномірно розподілена фазова траєкторія системи. У випадку коли характер поведінки системи детермінований періодичний, то фазовий простір займає фазова траєкторія у вигляді деякої симетричної фігури. Одним із прикладів детермінованого процесу є граничний цикл (тор). У випадку, коли розглядається хаотичний характер поведінки технологічного процесу, так як і в стохастичному процесі відбувається рівномірне заповнення фазового простору.

Враховуючи зазначені особливості хаотичного характеру поведінки системи (наявність області притягання атрактора та відсутність точок перетину траєкторій атрактора), можна визначити, що розмірність атрактора системи завжди менша ніж розмірність фазового простору. Отже отримуємо розмірність атрактора, що визначається проміжним значенням між цілими значеннями розмірності звичайних топологічних багатообразів. Атрактори такого виду називають фракталами або дивним атрактором [91].

Для детермінованого процесу також характерним є наявність атрактивної поведінки системи, проте розмірність у цьому випадку є цілою.

Якщо поведінка нелінійної динамічної системи описується із використанням диференціальних рівнянь, то розмірність атрактора такої системи не повинна перевищувати кількості змінних цих рівнянь. З іншого боку, можна зробити висновок, мінімальна розмірність фазового простору системи дорівнює мінімальній кількості змінних, необхідних для опису такої системи. Отже, якщо розглядати таку

залежність з іншого боку, то можна сказати, що чим більша розмірність атрактора, тим більш складна і непередбачувана поведінка системи.

В реальних умовах при дослідженні технологічних процесів ми зустрічаємось із проблемою відсутності математичного опису самого процесу. Дуже часто доступна, лише, інформація про змінювання одного технологічного параметру. Проте за зміною одного параметру можна отримати більше інформації про систему в цілому ніж здається на перший погляд. А саме використовуючи теорему Такенса (велике відкриття у дослідженні поведінки складних систем), відповідно до якої можна за змінюванням одного параметру скласти уявлення про поведінку всієї системи, побудувавши атрактор, що за метричними характеристиками подібний до вихідного [92].

Процес відновлення полягає у наступному. Нехай маємо зміну x , тоді $X_0(t)$ – значення такої змінної у кожен момент часу. Представимо наш результат на площині, де значення однієї координати по осі абсцис буде значення у кожен момент часу $x(t_i)$, а по іншій осі ординат відкладаємо значення величини $x(t_i + \tau)$. Значення величини τ (зміщення по часу) визначається довільно. В результаті такої роботи отримаємо деяку множину точок на площині. Щоб побудувати такий процес у тривимірному просторі необхідно відкласти по осям точки $x(t_i)$, $x(t_i + \tau)$ та $x(t_i + 2\tau)$. В загальному випадку для відображення процесу у n -вимірному просторі необхідно застосувати відображення із координатами $\{x(t_i), x(t_i + \tau), \dots, x(t_i + (n-1)\tau)\}$. В результаті необхідно знайти такі значення величини n та величини τ , щоб отримана множина точок у тривимірному просторі повторювала метричні характеристики вихідного атрактора.

Використання методу хаотичної динаміки до аналізу часових рядів можливе лише тоді, коли виконується основна вимога: основна структура хаотичної системи, що включає всі дані про систему чи об'єкт, а саме атрактор, може бути відновлений через вимірювання тільки однієї спостережуваної характеристики цього об'єкта, що

зафіксований як часовий ряд. Детермінована динамічна система показує розвиток системи в часі для деякого фазового простору.

$$\Gamma \subset R^d \quad (2.16)$$

Звичайні диференціальні рівняння можуть утворювати таку систему у випадку якщо значення часу постійне.

$$\dot{x} = F(x(t)) \quad (2.17)$$

Або у вигляді (2.18), якщо час дискретний $t = n\Delta t$:

$$x_{n+1} = f(x_n) \quad (2.18)$$

Отримані часові ряди приймається як послідовність спостережень $\{S_n = S(x_n)\}$, оскільки дана послідовність не породжує багатомірний фазовий простір. Дана послідовність являється скалярною величиною, то необхідно скористатися методами та прийоми для розкриття багатовимірної структури. Щоб викнати цю трансформацію потрібно буде використати method of delays (метод затримки).

Даний метод розробили Грасбергер та Прокаччі [92, 93], даний метод дозволяє будувати відновлений (лаговий) фазовий простір. Процес реконструкції фазового простору та процес відновлення атратора хаотичної системи в аналізі часових рядів полягає в побудові цього простору.

В новому просторі, просторі вкладання, формуються нові вектори із значень часового ряду із запізненням:

$$\overline{S}_n = (S_{n-(m-1)\tau}, S_{n-(m-2)\tau}, \dots, S_n), \quad (2.19)$$

де m – розмірність вкладання; τ – час затримки або лаг.

За теоремою, якщо послідовність $\{S_n\}$ побудована по скалярних вимірювань структури відомої динамічної системи, це відновлення фазового простору є відображенням множини $\{x\}$, при умові, що m – велике значення (теорема Сойера і Такенса).

Інакше кажучи, згідно із теоремою Такенса і Соєра, при правильному виборі значення розмірності вкладення m , атрактор динамічної системи та атрактор відновлений у лаговому просторі з часового ряду у відповідності з наведеним вище, є еквівалентними. Атрактор, відновлений у лаговому просторі з часового ряду, умовно називають псевдоатрактор (рис. 2.11). Для дослідження атрактора, а саме визначення його основних характеристик, як фрактальна розмірність, показник Ляпунова та інше, необхідно мати множину точок, визначену у відповідному фазовому просторі і таких, що належать атрактору. Позначимо кількість точок M . Значення показника M повинно бути великим числом, але обов'язково скінченним.

$$M \geq M_{\min} = 10^{2+0.4D}, \quad (2.20)$$

де D – розмірність атрактора.

Відповідно до (2.19) була вибрана кількість даних, яка цілком забезпечувала б малорозмірну динаміку руху з розмірністю n від 4 до 8. Відповідно довжина часових рядів від 4000 вимірювань.

Часова затримка вибирається відповідно до обчислення автокореляційної функції часового ряду:

$$A(\tau) = \frac{1}{m} \sum_{k=0}^{m-1} (S_k - \bar{S})(S_{k+\tau} - \bar{S}), \quad (2.21)$$

де $m = M - \tau$.

Затримка τ дорівнює значенню часу першого перетину нуля із автокореляційною функцією.

Існує інший підхід, який вимагає визначення спектральної потужності часового ряду. А саме, якщо при дослідженні спектральної потужності знайдені кратні піки, то затримка τ , буде дорівнювати $\frac{1}{4}$ періоду найвищої із домінуючих частот.

Ще один метод дослідження називається time delayed mutual information (час затримки взаємної інформації). Суть методу полягає у визначенні функції затриманої взаємної інформації. Така функція позначається S і визначається за формулою:

$$S = - \sum_{ij} p_{ij}(\tau) \ln \frac{p_{ij}(\tau)}{p_i p_j}, \quad (2.22)$$

де p_i – ймовірність знаходження значення часового ряду в інтервалі розбивки i для деякої розбивки даних; p_j – ймовірність знаходження значення часового ряду в інтервалі розбивки j для деякої розбивки даних; $p_{ij}(\tau)$ – загальна ймовірність того, що величина, яка спостерігається, потрапить в інтервал i , а час спостереження потрапить в інтервал j .

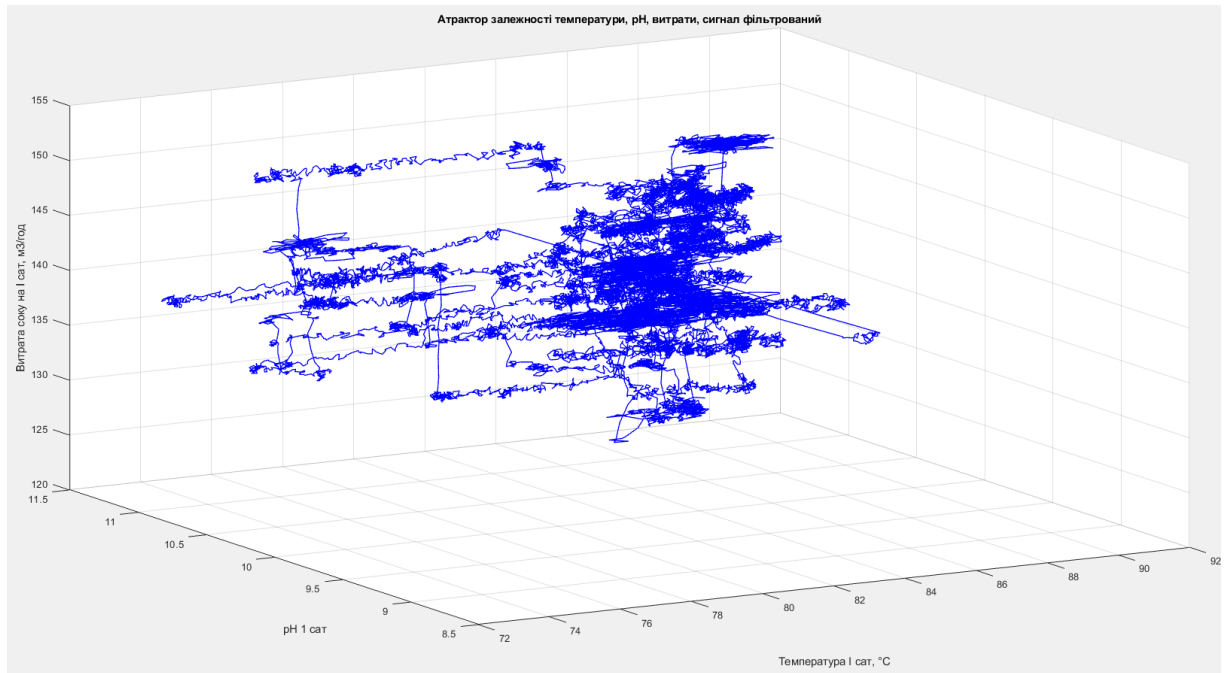


Рис. 2.11. Реконструйований фазовий портрет динамічної системи із атракторами

Реалізація відновлення фазового простору з використанням методу Грасбергера і Прокаччі, що розглядався вище, а саме вектори у фазовому просторі визначаються за (2.18). Потім для кожної точки S_i часового ряду, знаходяться найближчі сусіди S_j в m – мірному просторі і обчислюється відстань між ними за:

$$\|\overline{S_i} - \overline{S_j}\| \quad (2.23)$$

Інтегруємо ці точки і визначаємо R_i за:

$$R_i = \frac{|\overline{S_{i+1}} - \overline{S_{j+1}}|}{\|\overline{S_i} - \overline{S_j}\|} \quad (2.24)$$

За умови, що R_i перевищує даний евристичний поріг R_t , то будемо вважати, що найближчі точки сусіди є помилками.

Для дослідження системи на наявність хаотичної складової існує, ще один метод який застосовується на практиці. При дослідженні даних, вивчаються властивості кореляційної суми $Cm(r)$ і поводження кореляційної розмірності $Dm(r)$. Ці значення визначаються в залежності від розмірності m . Значення суми $Cm(r)$ – показує імовірність того, що сусідні точки у відновленому аттракторі в m -мірному лаговому просторі перебувають на відстані, що не перевищує r одна відносно одної. Побудуємо і порівняємо графіки функцій $\ln(Cm(r))$ і $\ln(r)$, якщо графік $\ln(Cm(r))$ має чітко виражену лінійну структура в порівнянні з $\ln(r)$, то існують самоподібні геометрії атрактора, а значить процес є хаотичним.

Якщо нам відомо розмірність фазового простору n і всі координати кожної точки атрактора, і якщо всі дані є відносними, то кореляційна розмірність атрактора знаходиться за допомогою за формулою:

$$C(r) = \frac{2}{m(m-1)} \sum_{i=0}^{m-2} \sum_{j=i+1}^{m-1} \theta(r - p(x_i, x_j)), \quad (2.25)$$

де $C(r)$ – показує відносне число пар точок атрактора, що знаходяться на відстані не більше r ; θ – функція Хевісайда; p – відстань в n -мірному фазовому просторі; m – число точок x_i на аттракторі.

На дуже малих масштабах довжин і коли розмірність вкладення не менше топологічної розмірності атрактора, буде виконуватись така залежність:

$$C(r) \rightarrow r^{D_2}, \quad (2.26)$$

де D_2 – кореляційна розмірність атрактора, яку необхідно знайти.

Знайдемо логарифм рівняння (2.23) і отримаємо:

$$\ln(C(r)) \rightarrow D_2 \ln(r) \quad (2.27)$$

Вираз (2.27) дозволяє оцінити розмірність атрактора, як тангенса кута нахилу прямої, що апроксимує графік кореляційного інтегралу $C(r)$ у подвійному логарифмічному масштабі (рис. 2.12).

Одним із основних показників, за допомогою якого можна оцінити розмірність атрактора, це розмірність Рені [93]. Для дослідження таким методом необхідно розділити область на відрізки деякої сталої величини ε . Припустимо, імовірність того, що деяка точка атрактора знаходиться на i -му відрізку ε дорівнює $p_i(\varepsilon)$. Тоді отримаємо розмірність Рені, що визначається за:

$$D_q = \frac{1}{q-1} \lim_{\varepsilon \rightarrow 0} \frac{\ln \sum_{i=1}^{N_\varepsilon} p_i^q(\varepsilon)}{\ln \varepsilon}, \quad (2.28)$$

де q – порядок розмірності; p_i^q – імовірність того, що пара точок атрактора належить i -му відрізку; N_ε – число лінійного розміру ε .

Для більш повної оцінки розмірності використовуються часткові випадки розмірності Рені, а саме: геометрична розмірність (Колмогорова-Хаусдорфа) D_0 – у випадку якщо атрактор є мультифрактальним, то оцінка виявляється найбільш грубою його характеристикою і не оцінює його властивості,

$$D_0 = -\lim_{\varepsilon \rightarrow 0} \frac{\ln N(\varepsilon)}{\ln \varepsilon} \quad (2.29)$$

така розмірність показує структуру неоднорідності системи.

Інформаційна розмірність D_I – відображає, як збільшується кількість інформації, що необхідна для визначення положення точки в певній зоні ε , якщо значення $\varepsilon \rightarrow 0$,

$$D_1 = -\lim_{\varepsilon \rightarrow 0} \frac{-\sum_{i=0}^{N(\varepsilon)} p_i \ln p_i}{\ln \varepsilon}, \quad (2.30)$$

тобто визначає інформаційну складність системи.

Кореляційна розмірність D_2 – показує імовірність того, що дві довільно вибраних точки атрактора, можуть лежати в одній зоні ε (рис.2.12),

$$D_2 = \lim_{\varepsilon \rightarrow 0} \frac{\ln \sum_{i=1}^{\infty} p_i^2(\varepsilon)}{\ln \varepsilon}, \quad (2.31)$$

тобто визначає динамічну неоднорідність атрактора.

Найчастіше в дослідженнях використовується і обмежуються саме визначенням кореляційної розмірності D_2 .

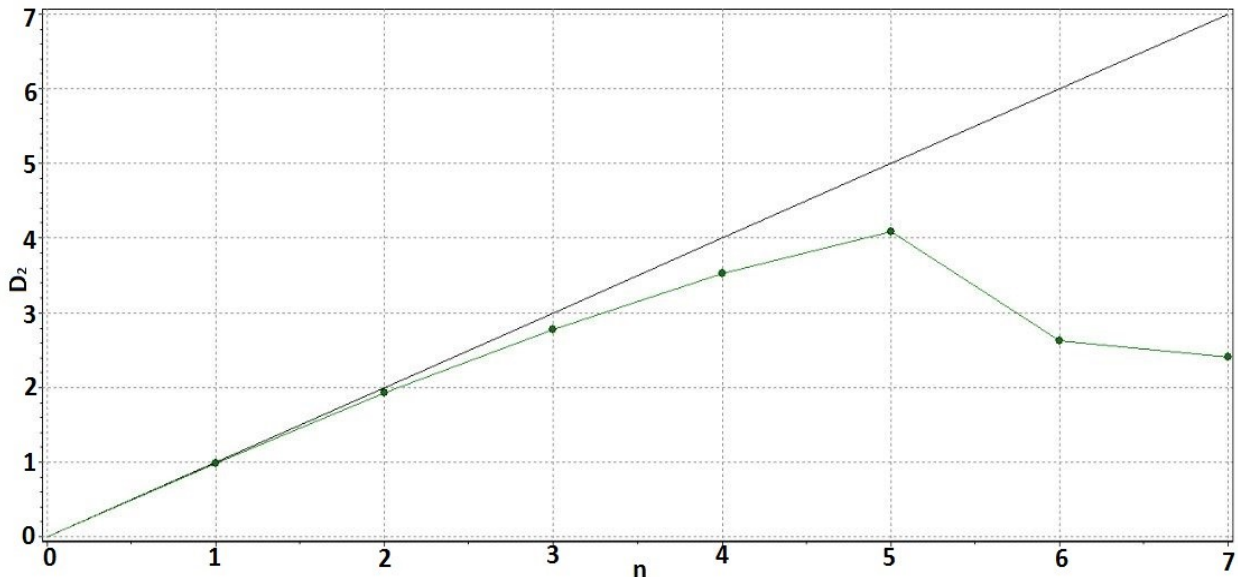


Рис. 2.12. Графічний вигляд залежності кореляційної розмірності відносно розмірності фазового простору

Провівши дослідження залежності кореляційної розмірності відносно розмірності вкладення на протязі 10 днів, їх було представлено у табличній формі (табл. 2.2).

Табл. 2.2. Залежність кореляційної розмірності від розмірності вкладення

Доба роботи апарата	Кореляційна розмірність, D_2	Розмірність вкладення, n
1	5,574	8
2	1,383	4
3	2,045	5
4	3,189	5
5	2,240	6
6	2,734	5
7	4,310	8
8	4,520	7
9	3,145	6
10	4,762	6

Кореляційна ентропія Колмогорова дозволяє провести оцінку середньої швидкості втрати інформації про стан динамічної системи із плином часу, тобто визначити проміжок часу на якому можна зробити прогноз поведінки динамічної системи. Для такого дослідження необхідно скористатися залежністю:

$$H = - \lim_{\varepsilon \rightarrow 0} \lim_{K \rightarrow \infty} \frac{1}{K\tau} \sum_{i_0, \dots, i_K} P_{i_0, \dots, i_K} \ln P_{i_0, \dots, i_K}, \quad (2.32)$$

де ε – сторона квадрата на які розбивається атрактор, K – кількість вимірювань, τ – крок дискретизації за часом, $P_{i_0, \dots, i_K}$ – імовірність того, що в момент часу $t=0$ точка фазової траєкторії знаходиться в комірці з номером i_0 , в момент часу $t=\tau$ – в комірці з номером i_1 .

У випадку коли спостерігається регулярний рух динамічної системи, то значення ентропії Колмогорова дорівнює нулю і відповідно час прогнозування прямує до безкінечності. Якщо значення кореляційної ентропії позитивне, то ми говоримо про наявність в системі динамічного хаосу, а значить і прогноз поведінки системи може бути виконаний лише на деякий короткий проміжок часу. Якщо для системи характерна наявність випадкових процесів, то ентропія дорівнює безкінечності, а можливість здійснити прогноз поведінки прямує до нуля [88, 92].

Ідея визначення кореляційної ентропії Колмогорова полягає у розбитті фазового простору на квадрати сторона якої дорівнює ε і визначення імовірності потрапляння точки у таку область (рис.2.13). Проте для атракторів великих розмірів така задача стає надзвичайно складною. Тому для таких випадків використовують оцінку ентропії знизу, яку отримують провівши оцінку кореляційної ентропії атрактора $H_2 \leq H$:

$$H_2 = \frac{1}{d\tau} \lim_{\varepsilon \rightarrow 0} \lim_{n \rightarrow \infty} \ln \frac{C(K, n, \varepsilon)}{C(K, n+1, \varepsilon)}, \quad (2.33)$$

де d – затримка реконструкції; n – розмірність фазового простору.

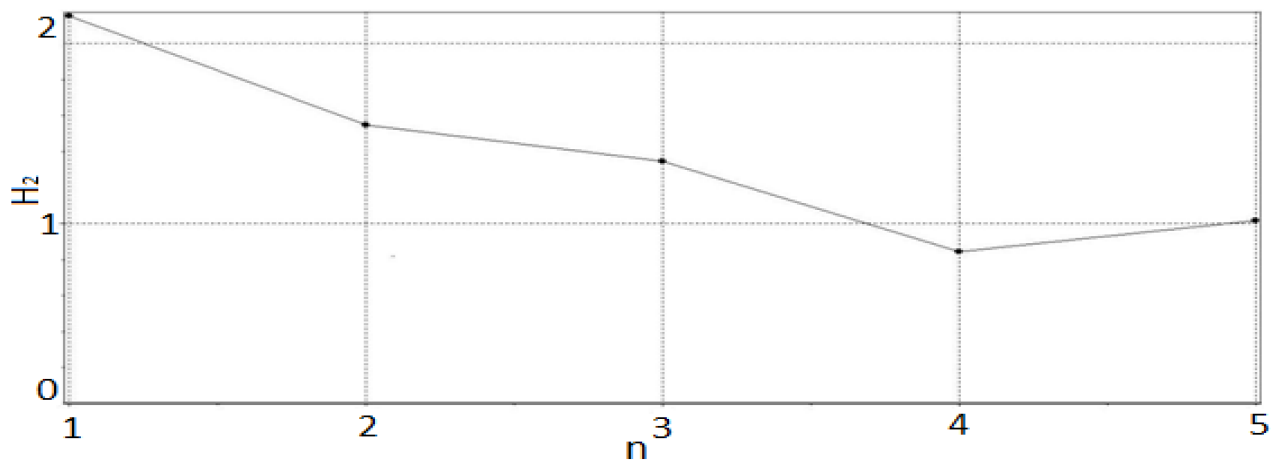


Рис. 2.13. Графічний вигляд залежності ентропії Колмогорова від розмірності вкладення

Необхідно зазначити, що використання логарифму із основою 2 дозволяє відобразити значення ентропії в (біт/с), значення величини ε вибирається відповідно до реконструкції атрактора в області, де значення функції $f = \ln C(K, n, \varepsilon)$ прямолінійне (табл. 2.3).

Табл. 2.3. Залежність кореляційної ентропії від розмірності вкладення

Доба роботи	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Кореляційна ентропія, H_2	1,9 18	0,58 9	0,90 1	4,80 3	3,19 8	0,91 9	1,10 2	0,81 3	2,68 7	1,59 1
Розмірність фазового простору, n	8	4	5	5	6	5	8	7	6	6

Актуальним залишається питання про дослідження характеристик атрактора нелінійної системи, у якій відсутня інформація про математичну модель, а також розмірність фазового простору. Може бути відомо лише, як змінюються в часі деякі технологічні параметри, що входять до складу математичної моделі і описують об'єкт керування. Для оцінки системи необхідно мати часовий ряд, що належить фазовому простору розмірності n . Всі точки часового ряду мають належати атрактору. Розглянемо дослідження на основі аналізу часового ряду із використанням показника Херста [63, 93].

Для обчислення показника Херста необхідно визначити x_{cp} - середньоарифметичне значення за:

$$x_{cp} = \frac{1}{N} \sum_{i=1}^N x_i, \quad (2.34)$$

де N – число періодів спостереження; x_i – значення спостереження в певний момент часу, та знайти Z_u - накопичене відхилення ряду від середнього x_{cp} за:

$$Z_u = \sum_{i=1}^N (x_i - x_{cp}) \quad (2.35)$$

За такими значеннями можна визначити значення розмаху R часового ряду на певному проміжку та середньоквадратичне відхилення S за:

$$R = \max(Z_u) - \min(Z_u), \quad (2.36)$$

де $1 \leq u \leq N$,

$$S = \sqrt{\frac{1}{N} \sum_{i=1}^N (x_i - x_{cp})^2} \quad (2.37)$$

Показник Херста обчислюється для часового ряду на довгостроковій кореляції і визначається її фрактальною структурою.

$$R/S = (\alpha N)^H \rightarrow H = \frac{\lg(R/S)}{\lg(\alpha N)}, \quad (2.38)$$

де α – задана константа ($0,5 \div \pi/2$).

Використовуючи метод Rescaled Range Analysis також можна визначити статичні цикли [94, 95]. В залежності від отриманого значення показника Херста на основі аналізу всі часові ряди поділяють на три основних категорії:

1. Значення показника Херста від 0 до 0.5 – антиперсистентні часові ряди.
2. Значення показника Херста дорівнює 0.5 – випадкові часові ряди.
3. Значення показника Херста від 0.5 до 1 – персистентні часові ряди.

Визначення показника Херста здійснювалось за допомогою програмного забезпечення Fractan. Візьмемо для прикладу часовий ряд дифузійного відділення цукрового заводу, як складного нелінійного динамічного об'єкта керування, а саме витрату дифузійного соку.

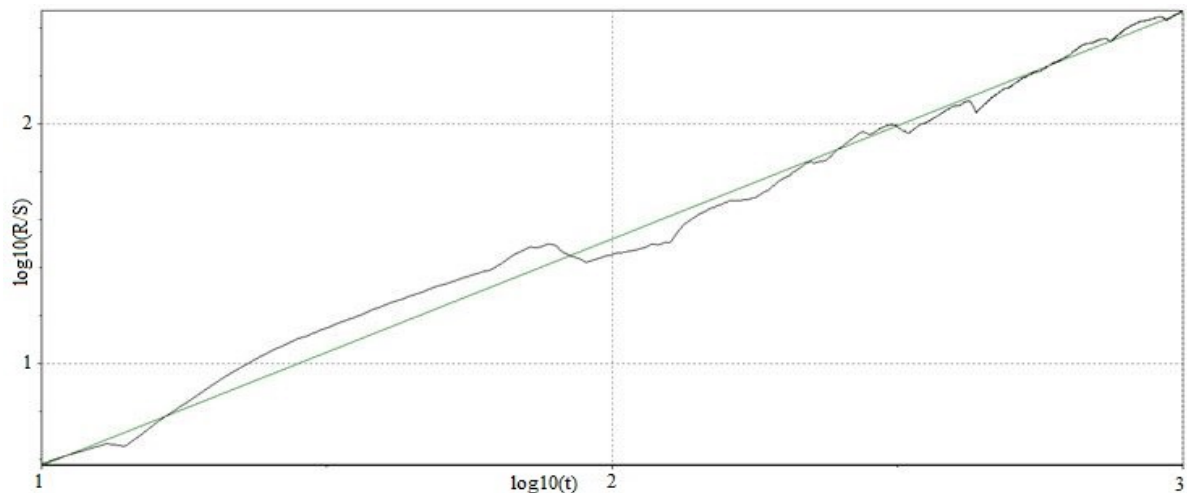


Рис. 2.14. Графічне представлення значення показника Херста

Показник Херста зв'язаний з фрактальною розмірністю D залежністю:

$$D = 2 - H \quad (2.39)$$

Фрактальна розмірність, є показником складності кривої часового ряду.

Аналізуючи чергування обастей із різною фрактальною розмірністю, можна прогнозувати поведження системи. Та найголовніше, діагностувати і прогнозувати нестабільні стани.

Нижче проаналізована динаміка зміни витрати дифузійного соку (рис. 2.15-2.16).

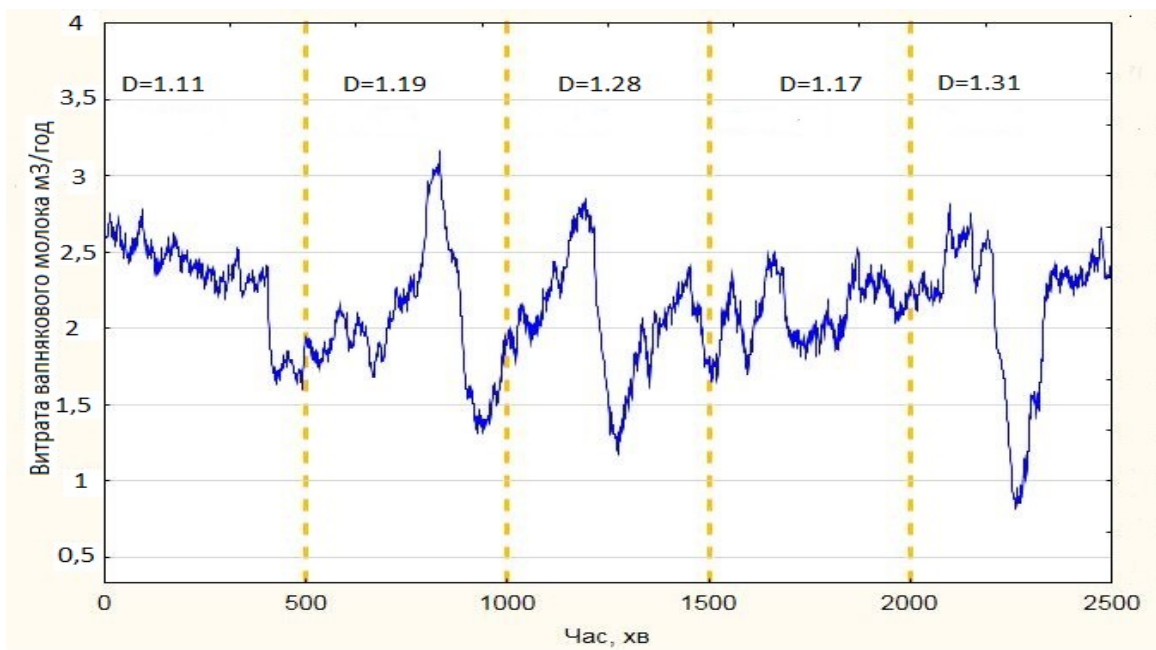


Рис. 2.15. Визначення фрактальної розмірності зміни часового ряду витрати вапнякового молока

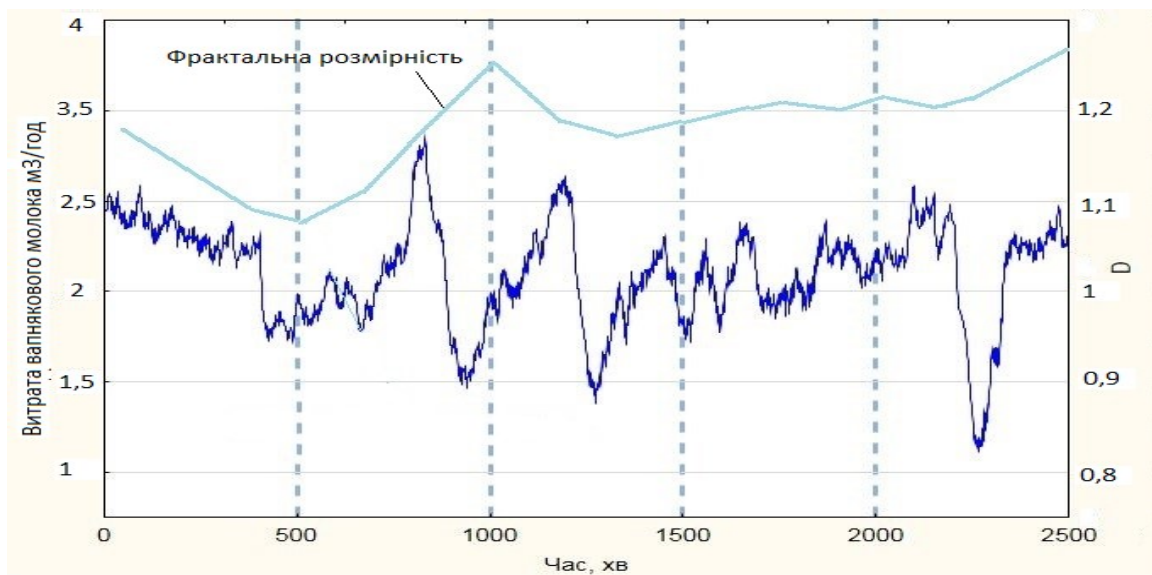


Рис. 2.16. Динаміка зміни фрактальної розмірності часового ряду витрати вапнякового молока

Істотним моментом даного підходу є присутність критичного показника фрактальної розмірності часової кривої, за наближенні до якої система втрачає стійкість та переходить в нестабільний стан і параметри швидко або зростають, або спадають, залежно від теперішньої тенденції.

На рис. 2.14-2.16 представлено лише один випадок дослідження часового ряду показника Херста на основі R/S аналізу та фрактальної розмірності проте було здійснено більш широкі дослідження, результати яких представлені у табл. 2.4.

Табл. 2.4. Значення показника Херста та фрактальної розмірності

Доба роботи	Показник Херста, H	Фрактальна розмірність, D
1	0,795	1,205
2	0,892	1,108
3	0,605	1,395
4	0,791	1,209
5	0,709	1,291
6	0,678	1,322
7	0,956	1,044
8	0,855	1,145
9	0,916	1,084
10	0,960	1,04

Реальні об'єкти технічного контролю є складними нелінійними об'єктами. Вони можуть характеризуватися різною поведінкою. Їх поведінка демонструє детермінізм, випадковість і хаос. Залежно від режиму необхідно вибирати певні стратегії управління.

Одна із найскладніших, відносно керування це – хаотична поведінка. Така поведінка досліджувалась методами нелінійної динаміки, що в свою чергу дозволило визначити якісні та кількісні показники ефективності. Це створило необхідні передумови для виконання розробки сучасних ресурсощадних систем синергетичного керування різними хаотичними процесами, до яких відносяться технологічні процеси виробництва цукру.

На даний час відомі моделі дифузійного, сокоочисного та випарного відділення, а також традиційні аналітичні методи аналізу і прогнозування поведінки цього складного об'єкта. В сучасних умовах використання таких моделей не забезпечує достатньої ефективності через ускладнення задач керування, наприклад, оптимізації та адаптації. Враховуючи тенденції розвитку цукрового виробництва, як складного організаційно-технологічного комплексу, що вимагає розробки систем автоматизації з єдиним інформаційним простором, виникає необхідність удосконалити задачі прогнозування розвитку технологічних процесів виробництва цукру.

Даний процес характеризується чергуванням детермінованих, стохастичних та хаотичних процесів. Тому підходи, які були розроблені для розв'язання і опису стійких процесів і таких, які кардинально не змінюються з часом, не можуть коректно розв'язати в цих умовах задачу прогнозування. Найкраще для вирішення цієї проблеми застосовувати метод детермінованого хаосу для аналізу часових рядів технологічних змінних. Цей метод дозволяє пояснити іррегулярне поведіння системи і аномалію в системах, які є складними.

Суть методу детермінованого хаосу полягає у відновленні структури системи (відновлення атрактора динамічної системи) шляхом аналізу однієї змінної Числом n називають найменшу цілу розмірність простору, що має у своєму складі весь атрактор [95]. Це число дорівнює кількості незалежних змінних, які визначають траєкторію руху динамічної системи. Множина, що відповідає дивному атрактору – фрактальна.

Кореляційна розмірність D_c – кількісна характеристика атрактора, який дає інформацію про значення складності поведінки динамічної системи. Порядок визначення D_c полягає у обчисленні кореляційного інтеграла, у якості якого виступає функція $C(\delta)$ для кожного δ рівна нормальному числу пар точок розглянутого об'єкта, відстань між якими не перевищує δ :

$$C(\delta) = \frac{1}{n^2} \sum \varepsilon(\delta - |y_i - y_j|), \quad (2.40)$$

$\varepsilon(x) = \begin{cases} 0, & x \leq 0 \\ 1, & x > 0 \end{cases}$ – функція Хевісайда для всіх пар значень i та j , якщо $i \neq j$;

$|y_i - y_j|$ – абсолютна величина відстані між точками множини $i, j = 1, 2, 3, \dots, n$; n – кількість точок.

Величина кореляційної суми залежить від δ : при відносно малих значеннях δ ця залежність має такий вигляд:

$$C(\delta) \rightarrow \delta^{D_c}, \quad (2.41)$$

при цьому відбувається дослідження фрактальної множини.

Для практичного використання цього методу, визначають кореляційну розмірність: з графіка $\ln(C(\delta)) = f(\ln(\delta))$ виділяють область лінійної залежності і функція апроксимується прямою лінією методом найменших квадратів [92, 94]. Тоді тангенс кута нахилу графіка і є розмірність D_c .

2.3 Спектральний аналіз систем

Для повноти картини дослідження динамічних систем проводять традиційний в цій галузі досліджень спектральний аналіз вихідних сигналів, для чого побудують дискретне перетворення Фур'є [84, 85, 86]. сигналу (амплітудний і фазовий спектри), з використанням алгоритму швидкого перетворення Фур'є, і спектральної щільності потужності сигналу (СЩП):

$$\text{двохстороння СЩП}(x(t)) = |X(f)|^2, -\infty < f < \infty \quad (2.42)$$

де, $X(f)$ - перетворення Фур'є.

Спектральна щільність потужності часових рядів даних є характеристикою шуму і інших процесів в даних як функція частоти. СЩП визначається як перетворення Фур'є автокореляційної функції даних, де автокореляція - математичне

очікування даних, помножене на себе з затримкою (зміщене на величину τ). Для стаціонарних ергодичних часових рядів автокореляція може бути оцінена як усереднений за часом інтеграл від даних, помножених на себе з затримкою, взятої за часом, а СЩП дорівнює квадрату очікуваного значення величини її Фур'є - перетворення. Для більшої наочності в програмному забезпеченні реалізована можливість побудови СЩП також і в логарифмічних координатах.

Визначення множини станів системи за допомогою алгоритму самоорганізації Кохонена (SOM) та кластеризація

Класифікація подій і кластеризація сегментів. Наступним етапом обробки часового ряду є етап уніфікації різнорідних за довжиною сегментів і подальша їх кластеризація. Довжина сегментів усереднюється за критеріями значущості кордону.

В теперішній час для вирішення різних класів завдань (апроксимація функцій, класифікація даних, кластеризація даних, стискання інформації, відновлення втрачених даних і т.п.) широко застосовуються штучні нейронні мережі (ШНС). ШНС представляють структуру для паралельної обробки даних за допомогою нелінійних елементів (нейронів), які мають локальну пам'ять і виконують нелінійну локальну операцію по обробці інформації. Нейрони зв'язані між собою зв'язками, яким приписані синаптичні ваги. Вони представляють собою всі знання ШНС. Процес навчання мережі - просто процес корегування синаптичних вагів. На даний момент відомі різні методи навчання нейромереж: навчання з "вчителем" - мережа навчається на множині прикладів з відомою відповіддю (пара входів-виходів), з "підкріпленням" - відома лише оцінка (межі) виходів мережі і без "вчителя" - мережа навчається тільки лише на наборі вхідних значень.

Існують різні методи навчання нейромереж без вчителя - Хеббівське навчання, автоасоціативне навчання, навчання змаганням. Метод карт Кохонена, що самоорганізуються, є одним з варіантів навчання знанням.

Нейронні мережі Кохонена характеризуються тим, що в них нейрони являють собою двовимірний масив (рис. 2.17), кожному вузлу i якого поставлений у

відповідність вектор $m_i = [\mu_{i1}, \mu_{i2}, \dots, \mu_{in}]^T$, що має розмірність рівну розмірності простору вхідних векторів R^n .

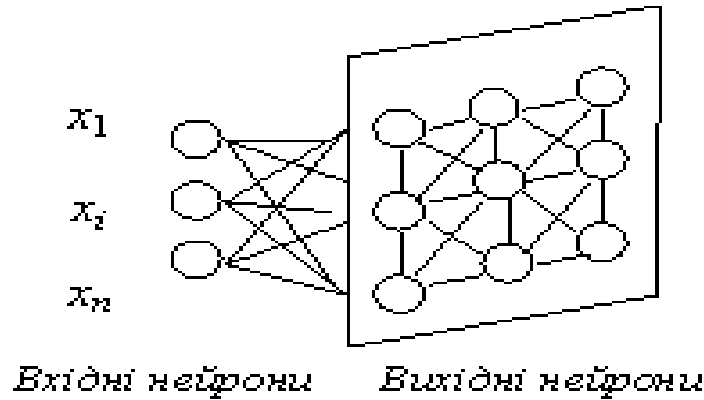


Рисунок 2.17 - Мережа Кохонена

Тип масиву може бути різний - прямокутний, гексагональний і т.п. Як відгук мережі на вхідний вектор $x \in R^n$ розуміється вузол-переможець c , відстань (яка може бути визначена різним чином, як правило, Евклідова $|x - m_c|$) до якого від x мінімально. Для вибору вузла c вектор x порівнюється з усіма вузлами m_i і $c = \operatorname{argmin}_i \{ |x - m_i| \}$, тобто

$$|x - m_c| = \min_i \{ |x - m_i| \} \quad (2.43)$$

Починається навчання із завдання початкових векторів $m_i(0)$. Як правило, вони визначаються як випадкові значення з рівномірним розподілом у діапазоні значень відповідного компонента вхідних векторів. Якщо є апіорні знання про розподіл значень векторів, їх можна використовувати при завданні початкових значень векторів, і це сприяє поліпшенню збіжності методу навчання. У процесі навчання вектори m_i , що відповідають вузлам i змінюють свої значення в момент часу t в залежності від вхідного вектора $x(t)$ за правилом:

$$m_i(t+1) = m_i(t) + h_{ci}(t) [x(t) - m_i(t)], \quad (2.44)$$

де t - дискретна координата часу, а $h_{ci}(t)$ - функція сусідства, що грає в процесі навчання центральну роль. Для збіжності методу навчання необхідно, щоб $h_{ci}(t) \rightarrow 0$ при $t \rightarrow \infty$. Звичайно:

$$h_{ci}(t) = h(|r_c - r_i|, t), \quad (2.45)$$

де $r_c \in R^2$, $r_i \in R^2$ - вектори вузлів c і i відповідно. Із збільшенням $|r_c - r_i|$, $h_{ci}(t) \rightarrow 0$. Найчастіше використовуються два простих варіанти для $h_{ci}(t)$. Найпростіший з них – "множина сусідства" точок масиву навколо вузла-переможця c . Нехай множина їхніх індексів буде позначена як N_c , і $h_{ci}(t) = \alpha(t)$, якщо $i \in N_c$ і $h_{ci}(t) = 0$, якщо $i \notin N_c$:

$$\begin{aligned} m_i(t+1) &= m_i(t) + \alpha(t)[x(t) - m_i(t)], i \in N_c \\ m_i(t+1) &= 0, i \notin N_c \end{aligned} \quad (2.46)$$

Величина $\alpha(t)$ називається фактором навчання (швидкістю навчання) ($0 < \alpha(t) < 1$). $\alpha(t)$ і радіус $N_c(t)$ звичайно згодом монотонно зменшується.

Інший широко розповсюджений варіант завдання $h_{ci}(t)$ - у вигляді Гауссової функції:

$$h_{ci}(t) = \alpha(t) \cdot \exp(-|r_c - r_i|^2 / 2\sigma^2(t)), \quad (2.47)$$

де $\alpha(t)$ - скалярний фактор навчання (швидкість навчання) і $\sigma(t)$ - параметр. І $\alpha(t)$, і $\sigma(t)$ - деякі функції від часу, які монотонно зменшуються.

Навчання можна розділити на два етапи - грубого і тонкого настроювання координат векторів, що відповідають вузлам карти [96, 97]. У цьому випадку під час першого етапу вектори впорядковуються, у другому - вектори в кожній групі уточнюються. Другий етап звичайно має меншу швидкість навчання і більше число ітерацій. Обидва етапи навчання тривають задане заздалегідь число кроків T , а $\alpha(t)$, як правило, підбирають так, щоб $\alpha(T) = 0$, наприклад $\alpha(t) = \alpha(1 - t/T)$, де α - задана константа.

По закінченню навчання ми одержуємо навчену карту, що представляє собою впорядкований двовимірний масив векторів, що відповідають вузлам, що розподілилися в просторі нейронів R^n відповідно до поданої на вхід множини векторів X . Даний метод нагадує натягування еластичної мембрани на дану

множину векторів X , причому еластичність її поступово збільшується в процесі натягування (зменшується $h_{ci}(t)$) для все більш і більш тонкого настроювання.

Упорядкування векторів у вигляді двовимірної карти відбувається тому, що чим ближче координати двох векторів на карті, тим ближче вони і у просторі R^n , але не навпаки. Значення векторів у вузлах мережі відповідають характерному значенню для відповідного класу.

Основними типами завдань, розв'язуваними за допомогою карт Кохонена, є візуалізація багатомірних нелінійних даних і попередня обробка даних. Вони застосовуються в задачах розпізнаванні мови, зображень, у керуванні роботами, при аналізуванні технологічних процесів, медичній діагностиці, класифікації фінансових даних і багатьох інших областях.

Програмне забезпечення, що імітує роботу нейронної мережі, називають нейросимулятором або нейропакетом.

Більшість нейронних пакетів включає наступну послідовність операцій: створення мережі (користувач вибирає параметри або приймає параметри за замовчуванням), навчання мережі, видачу рішень користувачеві.

Існує велика різноманітність нейронних пакетів, і майже всі відомі статистичні пакети включають можливість використання нейронних мереж. Серед спеціалізованих нейропакетов можна виділити наступні: NeuroOffice, BrainMaker, NeuroPro, Statistica, SoMine, Statistica, NeuroScalp, NeuroShell, NeuroScalp, Deductor і багато інших. Вибір визначається кваліфікацією й вимогами користувача [78].

Карта Кохонена, що самоорганізується - це нейронна мережа без зворотних зв'язків, в якій використовується алгоритм навчання без учителя [98, 99]. В результаті процесу самоорганізації, SOM утворює топологічне представлення вхідних даних з нейронів, одержаних на виході. SOM можна навчити дізнаватися або знаходити зв'язки між входами і виходами чи організовувати дані так, щоб максимально виявляти в них раніше невідомі структури чи образи.

Для побудови карт Кохонена використовуються дані з часових рядів параметрів, або інші розраховані коефіцієнти [100, 101, 102].

У результаті застосування карт, що самоорганізуються, багатомірний простір вхідних факторів був представлений у двомірному вигляді, в якому його досить зручно аналізувати. Основна відмінність цих мереж від інших моделей полягає в зручності та наочності їх використання. Такі мережі спрощують багатовимірні структури, і їх можна розглядати як один із методів проектування багатовимірних просторів. Інтенсивність кольору в точці на карті визначається даними, що надходять у цю точку: комірки з мінімальними значеннями зображуються темно-синім кольором, комірки з максимальними значеннями - червоним.

Інша принципова відмінність карт Кохонена від інших моделей нейронних мереж - інший підхід до навчання, а саме - некероване або неконтрольоване навчання. Цей тип навчання дозволяє даним навчальної вибірки містити значення тільки вхідних змінних. [103, 104, 105]. Мережа Кохонена вчиться розуміти саму структуру даних і вирішує завдання кластеризації.

Класифікація подій технологічної легенди. За наявною легендою, яка описує сукупність технологічних подій, що відбуваються в дифузійному апараті, можна виділити наступні групи:

- сервісні події, пов'язані з регламентованим впливом на систему реєстрації (пропуски даних);
- зовнішні події на лініях вузлів-донорів;
- внутрішні події.

Комітет нейронних мереж, кожна з яких представляє собою багат шаровий перцептрон, навчається на множині доступних даних з метою класифікації технологічних подій, що виявляються шляхом аналізу часового ряду, за заданими класами. Кожен багат шаровий перцептрон містить K нейронів у вхідному шарі і M в прихованому. Функції активації нейронів прихованого шару - гіперболічний тангенс [106, 107]. Вихід мережі утворює L (за кількістю виділених класів подій)

нейронів з лінійною функцією активації. Виходи мережі нормуються в діапазоні $[-1; 1]$, остаточна гіпотеза формується голосуванням трьох комітетів.

2.4 Сценарний підхід до управління динамічною системою

Сценарний метод є одним із найпоширеніших методів дослідження в сучасній науці, який дозволяє повніше висловити думки експертів щодо прогнозування перебігу подій у складних системах шляхом багатоситуаційного аналізу поведінки об'єктів управління. Кожен сценарій пов'язує зовнішні умови з параметрами.

Сценарій — спосіб досягнення поставленої мети з урахуванням факторів впливу середовища, в якому знаходиться система, і характеризується цілями, факторами впливу, операціями, взаємодіючими зв'язками. Операція, як крок у сценарії, визначається по-різному в абстрактному (А) і структурному (С) сценаріях. В першому випадку операція працює з неструктурованими об'єктами (не враховується внутрішня структура об'єкта), перетворює вхідні об'єкти у вихідні (спосіб внутрішнього перетворення не розкривається, тобто операція трактується як „чорний ящик”). Сценарії С засновані на тому факті, що внутрішня структура об'єкта визначається, описується набором властивостей. Властивості отримують значення з діапазону. Ці значення можуть змінюватися внаслідок застосування визначених правил. Операція С – це блок, у якому розміщуються об'єкти з однаковим набором властивостей, трактується як клас, екземпляри якого – об'єкти, знаходяться в певному просторі [107, 108]. Сценарій характеризується такими складовими:

- цілями;
- операціями;
- факторами впливу;
- міжопераційними зв'язками.

С-сценарій є розробкою сценарію А, що враховує еволюцію об'єкта під час виконання операції та переведення об'єкта з однієї операції на іншу.

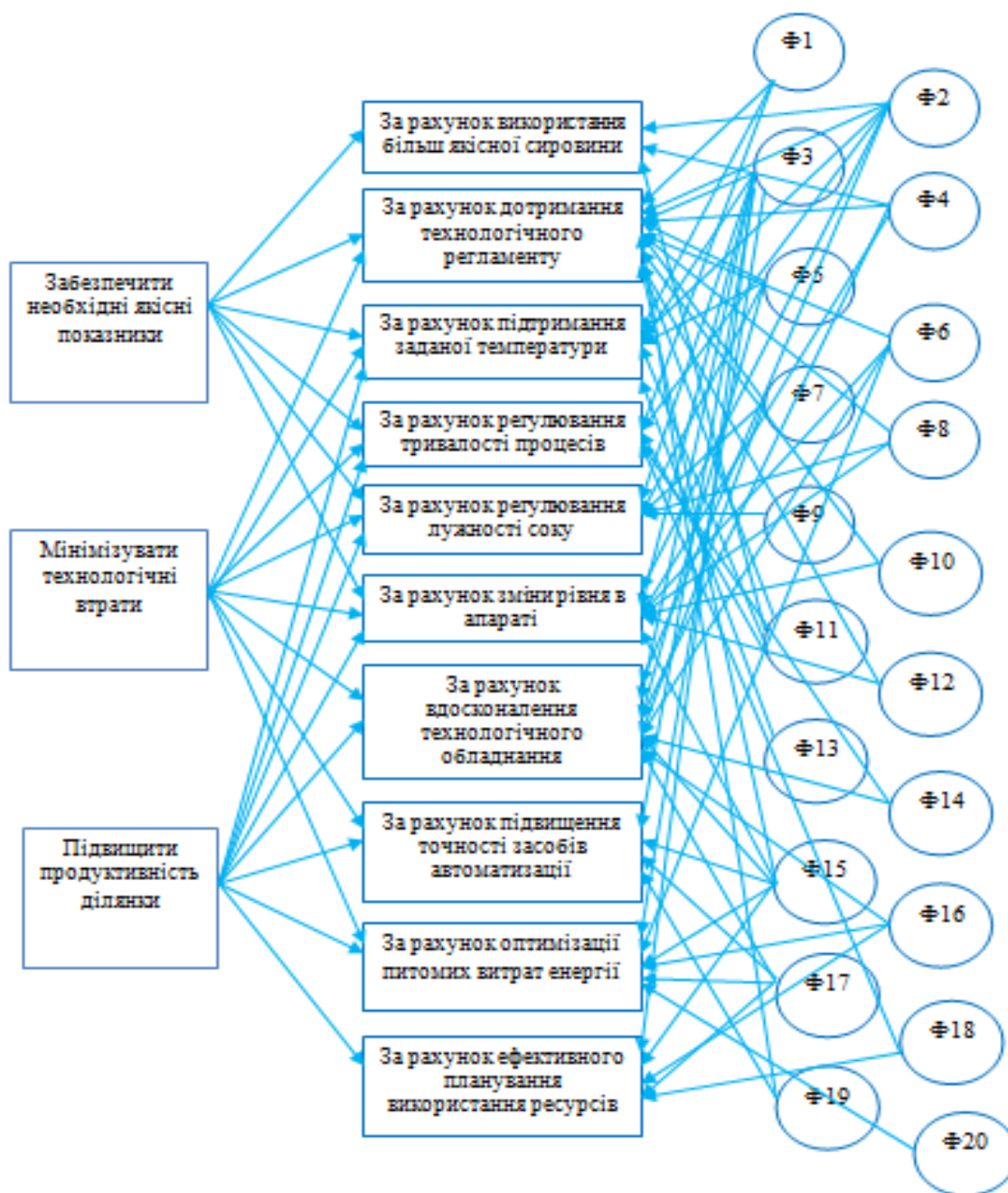


Рис. 2.18. Факторно-цільова діаграма ТК цукрового заводу

Першочерговим кроком в побудові сценаріїв управління технологічними процесами підприємства є розробка факторно–цільової діаграми [108,109].

Розглянемо, для прикладу, факторно–цільову діаграму для технологічного комплексу (ТК) цукрового заводу, зображену на рис. 2.18. На ній вказані цілі, що характерні для технологічного комплексу цукрового заводу, засоби досягнення цілей та фактори впливу Φ_i (табл. 2,5).

Таблиця 2.5. Позначення основних факторів виробництва цукру

Фактор	Зміст
Ф1	Цукристість буряку
Ф2	Якість стружки
Ф3	Співвідношення стружка-вода
Ф4	Температурний режим дифузії
Ф5	Вміст сухих речовин
Ф6	Тривалість дифузії
Ф7	Концентрація сатураційного газу
Ф8	Концентрація вапнякового молока
Ф9	Кількість газу, що подається на сатурацію
Ф10	Температурний режим дефекації та сатурації
Ф11	Якість дифузійного соку
Ф12	Тривалість дефекації та сатурації
Ф13	Інтенсивність обробки вапняковим молоком
Ф14	Кількість сухих речовин у відфільтрованому соку
Ф15	Кількість пари на отримання сиропу
Ф16	Розрахунок обладнання, визначення кількості проміжних ємностей
Ф17	Врахування завантаження попереднього та наступного обладнання
Ф18	Вибір способу керування ТК
Ф19	Виконання своєчасної перевірки засобів вимірювання
Ф20	Енергоємність обладнання

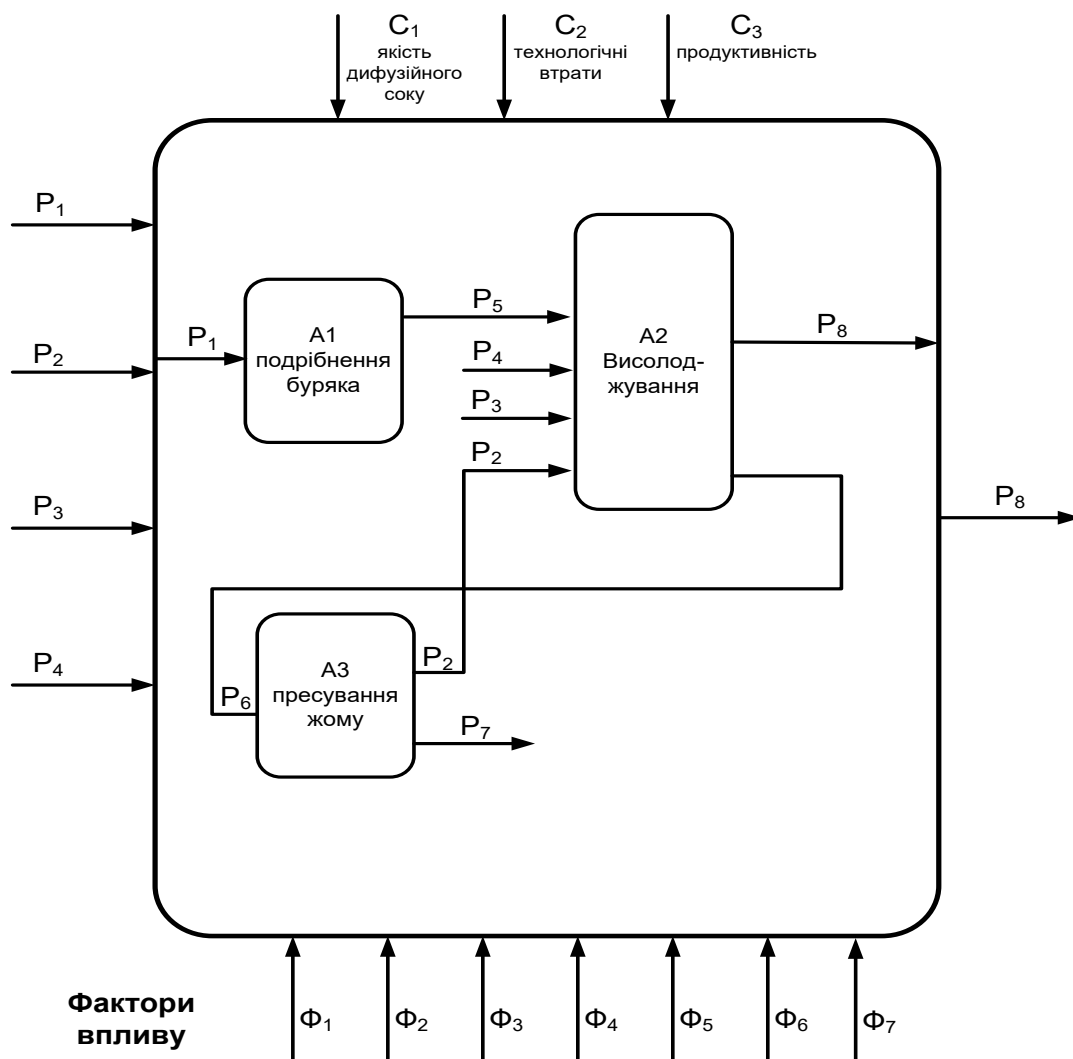


Рис. 2.19. А - сценарій процесу одержання дифузійного соку.

На рисунку 2.19. наведено . А - сценарій процесу одержання дифузійного соку.

Об'єктні потоки в А – сценарії процесу дифузії:

P_1 - Витрата буряку

P_2 - Витрата жомопресової води

P_3 - Витрата живильної води

P_4 - Витрата пари

P₅ - Витрата стружки

P₆ - Витрата сирого жому

P₇ - Витрата пресованого жому

P₈ - Витрата дифузійного соку

Будемо розрізняти два види моделювання поведінки системи. Це, по-перше, моделювання функціонування існуючої системи, і подруге, моделювання розвитку системи. Сценарний підхід до моделювання ефективний при використанні до розвитку системи. При цьому сценарій також повинен включати прогнозування розвитку системи за різними стратегіями, вибір найкращої стратегії (за результатами прогнозування) і виконання операцій обраної стратегії.

Необхідними передумовами для побудови сценарію управління є вибір властивостей функціонального об'єкта (табл. 2.6) і текстовий опис стану життєвого циклу об'єкта (табл. 2.7).

Таблиця 2.6. Атрибути об'єкта С-сценарію

Клас	Позначення атрибута	Зміст атрибута
1	2	3
A1	a1.1	Число Сіліна
	a1.2	Шведський фактор
	a1.3	Вміст браку у стружці
	a1.4	Дигестія
A2	a2.1	Якість бурякової стружки
	a2.2	Якість живильної води

	a2.3	Температура середовища
	a2.4	pH соку
	a2.5	Тривалість дифузії
	a2.6	Величина відбору дифузійного соку
	a2.7	Вміст СР
	a2.8	pH живильної води
A3	a3.1	Втрати цукру

Таблиця 2.7.Стан життєвого циклу об'єкта.

Клас	Позначення стану	Зміст стану
1	2	3
A1	S1.1	Подрібнення буряка
	S1.2	Покращення якості стружки
	S1.3	Заміна ножів бурякорізок
	S1.4	Покращення роботи бурякорізок
A2	S2.1	Екстрація
	S2.2	Подача стружки
	S2.3	Подача сульфітованої води
	S2.4	Зменшення температури
	S2.5	сокостружкової суміші
		Збільшення температури

	S2.6	сокостружкової суміші
	S2.7	Зменшення рН соку
	S2.8	Збільшення відкачки соку
	S2.9	Зменшення відкачки соку
		Співвідношення стружка-вода
A3	S3.1	Зменшення вмісту цукру в жомі
	S3.2	Якість жому

Одним із методів аналізу сценаріїв є моделювання за допомогою апарату мереж Петрі. Але класичний апарат мереж Петрі не вільний від недоліків, що обмежують можливості рішення практичних завдань [108, 109, 110, 111]. Проблема може бути вирішена шляхом накладення деяких обмежень на клас розв'язуваних завдань, що дозволяє виділити із всієї множини мереж Петрі певний підклас із додатковими властивостями.

Систему A назвемо керованою системою із двійковою логікою, якщо система A має множину компонентів $P = \{p_i\}$, $i = \overline{1, n}$ з різними характеристиками; кожен з компонентів перебуває в одному із двох станів: активний або не активний; на множині компонентів $P = \{p_i\}$, $i = \overline{1, n}$ визначена множина функцій переходу від одного стану до іншому, кожна з яких залежить від деякої системної події (стану життєвого циклу сценарію управління). Якщо у функції переходу є функція, яка залежить від інтерактивного впливу, система A називається системою інтерактивного керування бінарною логікою.

При формуванні сценаріїв управління (рис. 2.20) процесом екстракції або сценарієм S_i системи A назвемо набір активних компонентів

$$S_i = \{p_i^{k1}, p_i^{k2}, \dots, p_i^{kr}\} \subseteq P, \quad (2.48)$$

де, для $\forall p_i^k \in P_{ij}$, $p_i^k \in S_i$, якщо стан p_i^k : активний перехід з одного стану в іншого стану досягається стрибком за допомогою активації іншого набору життєвих станів.

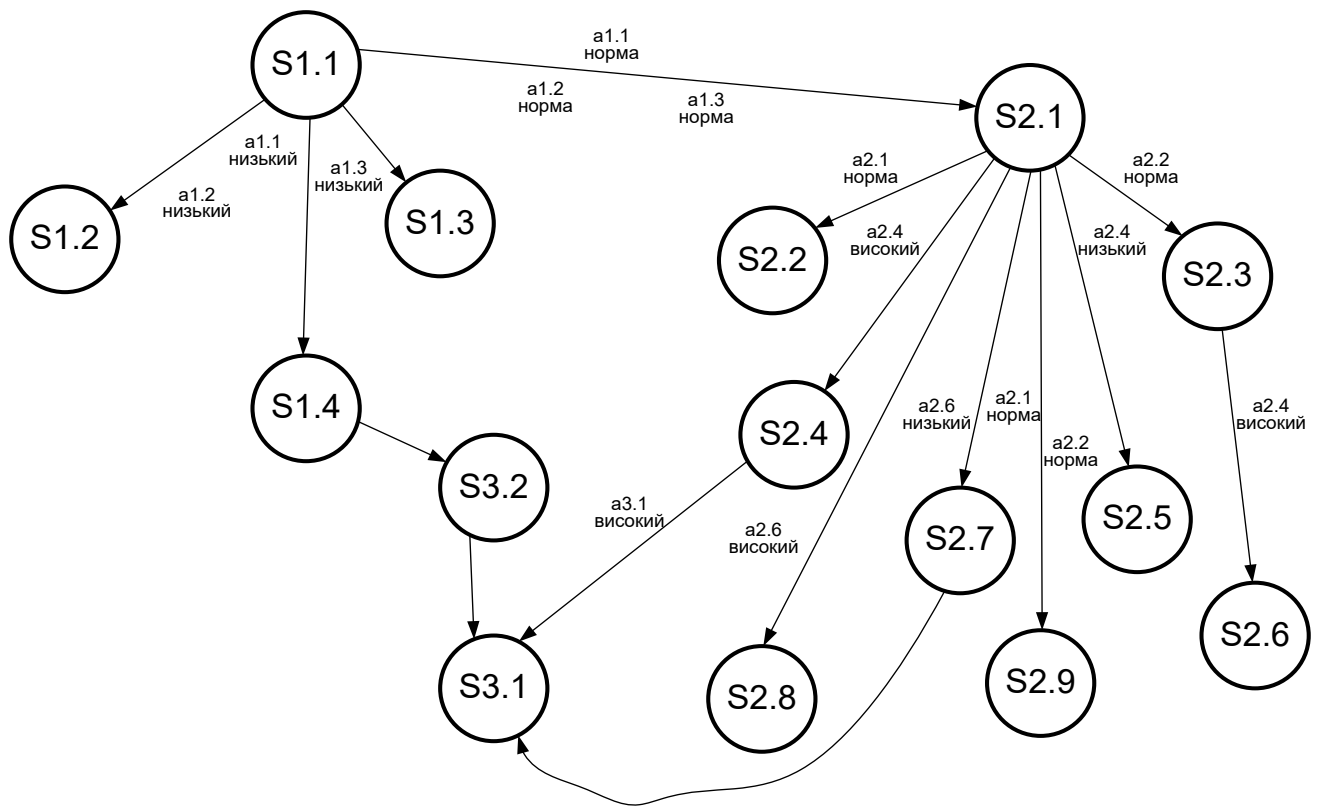


Рис. 2.20. Приклад С-сценарію управління

Робота такої системи є невизначеною, оскільки неможливо з повною достовірністю заздалегідь передбачити, яка група буде активована в i -й момент часу. Цей процес може бути формалізований у вигляді концептуальної моделі, побудованої на базі теорії мереж Петрі. В основі моделі лежить твердження про те, що логічна структура певної системи є обмежена мережа Петрі $N = \{P, T, F, H, M_0\}$,

де $P = \{p_i\}$, $i = \overline{1, n}$ - множина позицій; $T = \{t_j\}$, $j = \overline{1, m}$ - множина переходів, причому $P \cap T = \emptyset$; F_i і H - відображення $F: P \rightarrow T$; $H: T \rightarrow P$, що задають матрицями інцидентності $F: P \times T \rightarrow \{0, 1\}$ й $H: P \times T \rightarrow \{0, 1\}$, причому $F(p, t) = 1$, якщо передача t залежить від позиції p , $H(t, p) = 1$, якщо позиція p залежить переходу t ; M_0 , де $P \rightarrow \{0, 1\}$ - початкове маркування чи розмітка [112, 113, 114]

У рамках даної моделі представлення сценаріїв множина компонентів системи є множина позицій P ; T - множина всіх можливих переходів з одного стану системи на інший; зміст відображень F_i і H очевидний.

Сценарний підхід дає змогу розглянути кілька варіантів того, як події можуть розгортатися в умовах невизначеності ситуації [115]. Такий підхід не тільки дає можливість гнучкого управління технічними процесами, але й дозволяє розробляти альтернативні плани дій на основі реальних сценаріїв реалізації. У той же час, порівняно з традиційним структурно-функціональним методом, він забезпечує управління, яке адаптується до поточної ситуації, значно підвищує точність і ефективність керування, відіграє вирішальну роль у досягненні та підтримці цільового стану об'єкта керування. Сценарії являють собою можливі варіанти майбутнього розвитку події з урахуванням можливих перспектив події без оцінки ймовірності її настання з урахуванням несутеречливих об'єктивних факторів. Сучасна практика застосування сценарного підходу в процесах керування передбачає комплексний аналіз, системне формування об'єктивних альтернативних шляхів та тенденцій розвитку об'єкта, підвищуючи таким чином гнучкість, спеціалізацію інструментарію та прискорення процесів прийняття рішень в умовах високої невизначеності. Для зменшення ризиків дуже важливим є удосконалення інструментів контролю та моніторингу, які дозволили б не тільки системно оцінювати перспективи розвитку об'єкта у всьому різноманітті факторів та тенденцій, але бути відкритими і адаптованими, надаючи можливість оперативно

приймати ефективні рішення по керуванню. Розробка стратегій керування на основі сценаріїв забезпечує системі керування більш ширший простір для маневру, розширює можливості оперативної оцінки ситуації та потенційних наслідків в ймовірних змінюваннях умов функціонування, пов'язуючи їх можливими варіантами розвитку виробничих ситуацій. Своєчасне прийняття рішень при керуванні технологічним процесом (ТП) цукрового виробництва пов'язано з застосуванням ефективних програмних і апаратних засобів автоматизації. Це дозволяє представляти персоналу найбільш важливу інформацію більш компактно і систематично щодо конкретних виробничих задач. [116, 117]. При цьому за простим і зрозумілим кінцевим представленням стоїть складний, багатоступінчастий етап обробки вхідної технологічної інформації, і завдяки автоматизації даного етапу, ефективність контролю стану технологічного процесу багаторазово зростає. Дані про перебіг технологічного процесу з блоку АСУТП (поточні значення параметрів) та дані з АРМ лабораторії (результати фізичко-хімічних досліджень) зберігаються в динамічній базі даних, яка містить інформацію про конкретні ситуації для кожного стану та критерії і фактори, які впливають на перебіг ТП. Оператор чи експерт використовуючи спеціальне програмне забезпечення через людино-машинний інтерфейс формують базу знань, яка містить фактичні знання, що відносяться до даної предметної області та відомості про існуючі невизначеності та базу сценаріїв. Враховуючи дані про перебіг технологічного процесу (з динамічної бази даних) за допомогою блоку аналізу стану технологічного процесу визначається поточна ситуація на кожній ділянці ТП. Далі, в модулі вибору критерію, оператор обирає критерій за яким буде здійснюватись оптимізація в поточний момент часу. Згідно вибраного критерію в модулі вибору сценарію керування у відповідності до прописаного алгоритму вибирається оптимальний сценарій (набір ситуацій) і в якості рекомендації оператору через модуль взаємодії здійснюється керування технологічним процесом.

Висновки до розділу 2

1. За часовими рядами основних технологічних змінних цукрового виробництва виявлення переміжності поведінки об'єкта використовуючи теорію русел та джокерів за допомогою тесту Гілмора, за яким виявлені області інтервальних і точкових джокерів та інтервальних джокерів в яких наявні русла складного частотного спектру.

2. Дослідження властивостей технологічних процесів виробництва цукру як складної системи проводилось за допомогою рекурентних діаграм, які відображають певні властивості об'єкта у вигляді просторово-часових структур. Проводилась кількісна оцінка переміжності об'єкта за рекурентними діаграмами використавши показниками: міра детермінованості, міра рекурентності, дивергенція, ентропія та інші, що дало можливість проведення оперативної оцінки проявів хаотичності в поведінці об'єкта.

3. Аналіз проводився використовуючи показниками кореляційної ентропії Колмогорова H_2 , кореляційної розмірності D_2 , Херста H та фрактальної розмірності D . Результати, отримані в результаті оцінки цих показників, дозволяють зробити висновок, що існують частини часового ряду, які поведуться детерміновано і переходять до хаотичних або стохастичних станів, тобто утворюють дисипативні просторово-часові структури зі змінними вкладеними розмірами.

4. Аналіз явищ переміжності на основі вейвлет-перетворень технологічних змінних за допомогою вейвлетів Морле дозволив виділити області хаотичних та стохастичних режимів.

5. Проведено реконструкцію хаотичних атракторів системи за теоремою Такенса з використанням методу Грасбергера і Прокаччіа шляхом побудови лагового фазового простору.

РОЗДІЛ 3

РОЗРОБКА ТА ФОРМУВАННЯ СТРАТЕГІЙ КЕРУВАННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИМ КОМПЛЕКСОМ

3.1 Ідентифікація математичних моделей цукрового виробництва в умовах невизначеності

Необхідність планування на підприємстві в умовах високої мінливості навколишнього середовища пов'язана з невизначеністю, ризиком, а значить і з появою проблемних, а то і надзвичайно кризових ситуацій для підприємства.

Виникнення різнихноманітних ситуацій, які є небезпечними для виробництва та й у цілому для підприємства, вони характеризуються різними взаємозалежними факторами, що підвищують складність управління. Практика дає зрозуміти, що проблемні ситуації можуть виникати та розвиваються по різному. Жодна з виробничих система не працює у вакуумі, вона оточена або розташована в дуже неоднорідних середовищах. Все, що знаходиться поза технологічним комплексом, якоюч мірою постійно чинить вплив на нього. Цей вплив відбувається в часі нерівномірно або періодично та має різну силу і не завжди виявляється неоднаково. Кожне виробництво повинно добре розуміти не тільки тесередовище в якому розташоване, але мати змогу вчасно та впливово реагувати будь який з цих впливів [118, 119]

Для отримання математичних моделей та для оцінки критеріїв оптимальності в ситуаційно-значущих зонах у виробничих умовах Кашперівського цукровго заводу був проведений пасивний експеримент, під час якого здійснювалась з інтервалом, що забезпечує статистичну незалежність вимірювань, фіксація контрольованих змінних, які характеризують технологічні процеси виробництва цукру.

Обробка експериментальних даних здійснювалась методом найменших квадратів, який дозволяє по отриманим експериментальним даним підібрати аналітичну функцію таку, яка підходить максимально близько до експериментальних точок.

При постановці задачі передбачається, що структура математичної моделі відома з наукових робіт, та основних гіпотез про механізми явищ, які проходять в процесі виробництва цукру. Зокрема, поставлена задача полягає у визначенні основних цільових функцій на основі побудови регресійних рівнянь.[119, 120]

Ціль даного дослідження – отримання оцінок параметрів β моделей по експериментальних даних.

Метод найменших квадратів визначає максимально точне визначення коефіцієнтів для емпіричної формули. Даний метод запропонували такі відомі математики як А. Лежандр та К. Гаусс. Суть методу найменших квадратів наведено нижче.

Наприклад емпірична формула має такий вигляд

$$y = F(x; a_1, a_2, \dots, a_m), \quad (3.1)$$

де $a_1, a_2, \dots, a_m$ – невідомі нам коефіцієнти. Потрібно знайти значення коефіцієнтів $a_i (i=1, 2, \dots, m)$, за яких крива (3.1) максимально близько пролягатиме біля всіх n точок $(x_1, y_1), (x_2, y_2), \dots, (x_n, y_n)$ знайдених експериментально. Жодна з підібраних експериментальних точок не може задовольнити рівнянн (3.1). Відхилення після підстановки координат (x_i, y_i) у рівняння (3.1) дорівнюватимуть величинам $\delta_i = y_i - F(x_i; a_1, \dots, a_m) (i = 1, 2 \dots n)$

Використавши метод найменших квадратів, отримали найкращі значення коефіцієнтів $a_1, a_2, \dots, a_m$ ті, в яких відхилення становить

$$S(a_1, a_2, \dots, a_m) = \sum_{i=1}^n \delta^2 = \sum_{i=1}^n (y_i - F(x_i; a_1, \dots, a_m))^2 \quad (3.2)$$

дослідних даних y_i від обчислених формулою (3.1) і є найменшою. Звідси полягає, що дана величина (3.2), яка є функцією з наведених коефіцієнтів $a_1, a_2, \dots, a_m$. Необхідна умов мінімуму для функції багатьох змінних — її частинні похідні повинні дорівнювати нулю, тобто:

$$\frac{\partial S}{\partial a_1} = 0, \frac{\partial S}{\partial a_2} = 0, \dots, \frac{\partial S}{\partial a_m} = 0. \quad (3.3)$$

Диференціюючи вираз (3.2) по невідомим параметрах $a_1, a_2, \dots, a_m$ матимемо відносно них систему рівнянь:

$$\begin{cases} \sum_{i=1}^n (y_i - F(x_i, a_1, a_2, \dots, a_m)) \cdot \frac{\partial F(x_1, a_1, \dots, a_m)}{\partial a_1} = 0, \\ \sum_{i=1}^n (y_i - F(x_i, a_1, \dots, a_m)) \cdot \frac{\partial F(x_1, a_1, \dots, a_m)}{\partial a_2} = 0, \\ \sum_{i=1}^n (y_i - F(x_i, a_1, \dots, a_m)) \cdot \frac{\partial F(x_1, a_1, \dots, a_m)}{\partial a_m} = 0, \end{cases} \quad (3.4)$$

Система (3.4) називається нормальною, якщо вона має розв'язки, він єдиний, та буде шуканим.

Емпірична функція (3.1) лінійна відносно параметрів $a_1, a_2, \dots, a_m$, то нормальна система (3.4) буде системою з m лінійних рівнянь відносно до параметрів які шукаються.

Будуючи формули, припустимо, що експериментальні дані (x_i, y_i) ($i=1, 2, \dots, n$) додатні.

Якщо серед значень x_i і y_i присутні від'ємні значення, то зазвичай є можливість знайти додатні числа p і q , що $\bar{x}_i = x_i + p > 0$ і $\bar{y}_i = y_i + q > 0$ ($i=1, 2, \dots, n$)

Отже розв'язання поставленої задачі зводиться до складання емпіричної формули в результаті чого отримаємо додатні значення (x_i, y_i) .

Як приклад, розглянемо побудову моделі для деяких основних контрольованих змінних процесів екстракції цукру.

Врахувавши якість сировини та технологічні інструкції визначаються припустимі норми для показників якості дифузійного соку та втрат цукру при переробці. Як правило вони вибираються із області припустимих значень для кожного параметру, який вказаний в технологічних інструкціях.[120, 121]

Для визначення вимог до показників якості процесу експертами були виділені параметри (цілі), які найсильніше впливають на якісні показники роботи

дифузійного відділення: втрати цукру з жомом D , продуктивність L та якість дифузійного соку R .

Для кожної цілі експерти виділили множину параметрів, котрі мають вплив на досягнення бажаних значень.

Так, для втрат цукру в жомі вибрані параметри, за допомогою яких ці втрати можна коригувати: відбір дифузійного соку $F_{\partial c}$, якість стружки W , час дифузії H , а також температурний режим T .

$$D = f_D(F_{\partial c}, W, H, T) \quad (3.5)$$

В свою чергу якісні показники дифузійного соку можна коригувати шляхом відбору дифузійного соку $F_{\partial c}$, температурного режиму T та часу дифузії H :

$$R = f_R(F_{\partial c}, H, T) \quad (3.6)$$

Для коригування завантаження стружкою апарату необхідно проаналізувати та вибрати для зміни один із наступних параметрів: частота обертання шнеків V , витрата стружки F_{cmp} , витрата дифузійного соку $F_{\partial c}$, рівень в апараті N , температурний режим T .

$$L = f_L(V, T, F_{\partial c}, F_{cmp}, N) \quad (3.7)$$

Для визначення доцільності та параметру зміни витрати дифузійного соку було сформовано правила продукції, які використовують наступні лінгвістичні змінні і їх терми:

$F_{\partial c}$ – витрата дифузійного соку: $f_{\partial c}^1$ – в нормі, $f_{\partial c}^2$ – вище норми, $f_{\partial c}^3$ – нижче норми;

D – втрати цукру в жомі: d_1 – в нормі, d_2 – вище норми, d_3 – нижче норми,

W – якість стружки: w_1 – низька, w_2 – задовільна, w_3 – в нормі.

$Q_{\partial c}$ – рекомендований характер зміни витрат дифузійного соку: $Q_{\partial c1}$ – збільшити витрату; $Q_{\partial c2}$ – зменшити витрату.

Сформовані правила продукції мають вигляд, наведений у таблиці 3.1:

Таблиця 3.1. Правила продукції

№ з/п	Якщо		То
1.	Витрата дифузійного соку	менше норми	Необхідно збільшити витрату дифузійного соку
	Втрати цукру	понад норми	
	Якість стружки	норма	
2.	Витрата дифузійного соку	норма	Необхідно збільшити витрату дифузійного соку
	Втрати цукру	понад норми	
	Якість стружки	норма	
3.	Витрата дифузійного соку	норма	Необхідно збільшити витрату дифузійного соку
	Втрати цукру	понад норми	
	Якість стружки	задовільна	
4.	Витрата дифузійного соку	норма	Необхідно збільшити витрату дифузійного соку
	Втрати цукру	понад норми	
	Якість стружки	низька	
5.	Витрата дифузійного соку	норма	Необхідно зменшити витрату дифузійного соку
	Втрати цукру	норма	
	Якість стружки	норма	
6.	Витрата дифузійного соку	норма	Необхідно зменшити витрату дифузійного соку
	Втрати цукру	менше норми	
	Якість стружки	норма	
7.	Витрата дифузійного соку	норма	Необхідно зменшити витрату дифузійного соку
	Втрати цукру	менше норми	
	Якість стружки	задовільна	
8.	Витрата дифузійного соку	понад норми	Необхідно зменшити витрату дифузійного соку
	Втрати цукру	менше норми	
	Якість стружки	норма	
9.	Витрата дифузійного соку	понад норми	Необхідно зменшити

	Втрати цукру	менше норми	витрату дифузійного соку
	Якість стружки	задовільна	

Метод найменших квадратів реалізовано за допомогою програмного засобу Matlab Optimization Toolbox.[121, 122] В залежності від того як параметри входять в аналітичну залежність ми отримуємо або лінійну або нелінійну функцію.

Поліном має наступний вигляд:

$$Y = AX_1^2 + BX_2^2 + CX_1X_2 + DX_1 + EX_2 + F \quad (3.8)$$

де А, В, С, D, E, F – шукані коефіцієнти полінома.

Як приклад, розглянемо побудову моделі для деяких основних контрольованих змінних процесів дифузійного відділення.

Модель якісного показника процесу одержання дифузійного соку.

Дана модель ввідноситься до області зміни параметра такого нечіткого поняття як “Якість дифузійного соку” “висока”. При цьому, відбір дифузійного соку “високий”, температурний режим “норма”. Отримали поліном наступного вигляду:

$$R(T, F_{dc}) = 0.012 F_{dc}^2 - 0.075T^2 + 0.042 F_{dc}T + 4.38 F_{dc} - 2.06T - 110.7 \quad (3.9)$$

де R –доброякісність дифузійного соку,%; F_{dc} - витрата дифузійного соку,%; T- температура,°C ;

Розв'язок рівняння регресії наведено на рис. 3.1.

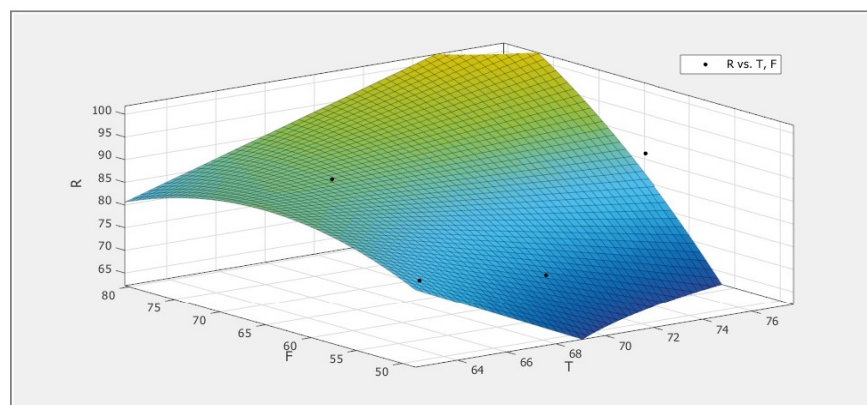


Рис. 3.1. Залежність якості дифузійного соку від витрати дифузійного соку та температури сокостружкової суміші

Модель продуктивності роботи дифузійного апарату.

$$L(T, F_{dc}) = 5.707 F_{dc}^2 + 12.72T^2 - 2.08 F_{dc}T - 0.2885 F_{dc} - 4.0547T + 1.986 \quad (3.10)$$

де L - завантаження стружкою апарату,%; F_{dc} - витрата дифузійного соку,%; T - температура сокостружкової суміші,°C ;

Розв'язок рівняння регресії наведено на рис. 3.2, з якого видно, що максимальна продуктивність спостерігається при збільшенні відбору соку та "нормальній" температурі сокостружкової суміші.

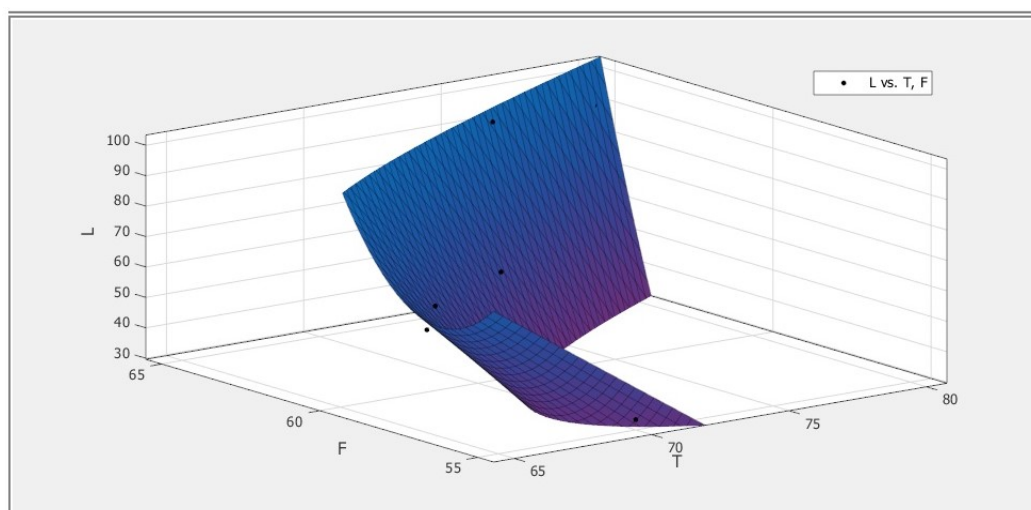


Рис. 3.2. Залежність продуктивності роботи дифузійного апарату від витрати дифузійного соку та температури сокостружкової суміші

Модель втрат цукру.

Модель відповідає області зміни параметра нечіткого поняття “втрати цукру” “низькі”. При цьому, відбір дифузійного соку “високий”, температурний режим “норма”. Отримали поліном наступного вигляду:

$$D(T, F_{dc}) = 0.014 F_{dc}^2 + 0.029 F_{dc}T + 0.88T - 6.20 F_{dc} + 103.5 \quad (3.11)$$

де D –втрати цукру до маси буряку,%; F_{dc} - витрата дифузійного соку,%; T - температура сокостружкової суміші,°C ;

Розв'язок рівняння регресії наведено на рис. 3.3.

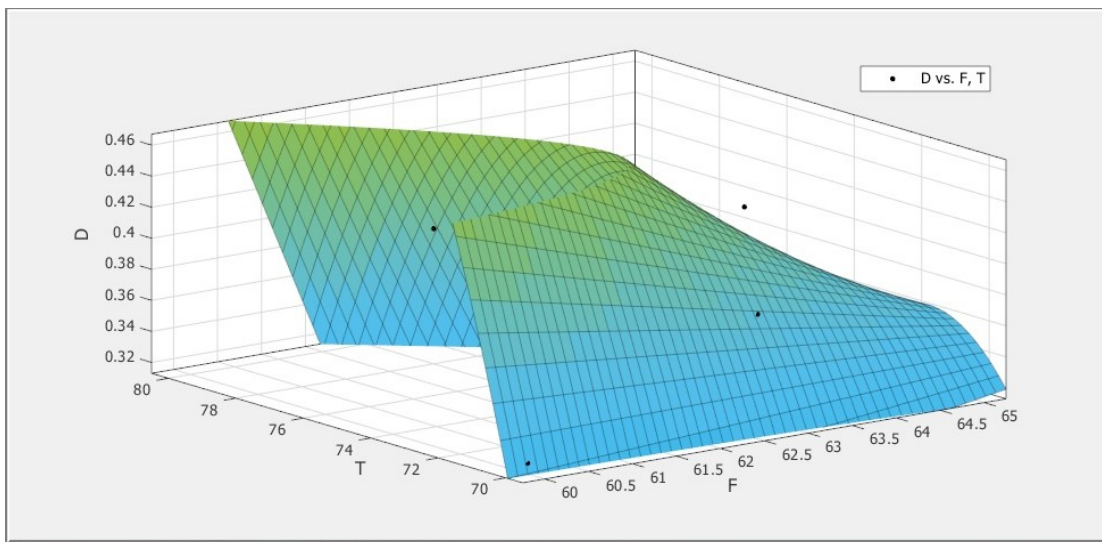


Рис. 3.3. Залежність втрати цукру в жомі від витрати дифузійного соку та температури сокоотружкової суміші

Розглянемо побудову моделі для деяких основних контрольованих змінних процесів очищення дифузійного соку.

Модель якісного показника процесу очищення дифузійного соку.

Дана модель відповідає області зміни параметра нечіткого поняття “Доброякісність соку” “висока”. При цьому, Вміст солей Са “високий”, рН “норма”. Отримали поліном наступного вигляду:

$$R(pH, Ca) = 0.345 Ca^2 - 0.67 pH^2 + 0.90 Ca pH + 5.38 Ca - 3.06 pH - 80.9 \quad (3.12)$$

де R –якість очищеного дифузійного соку,%; pH-переддефекованого соку,%; Ca-вміст солей,%;

Розв'язок рівняння регресії наведено на рис. 3.4.

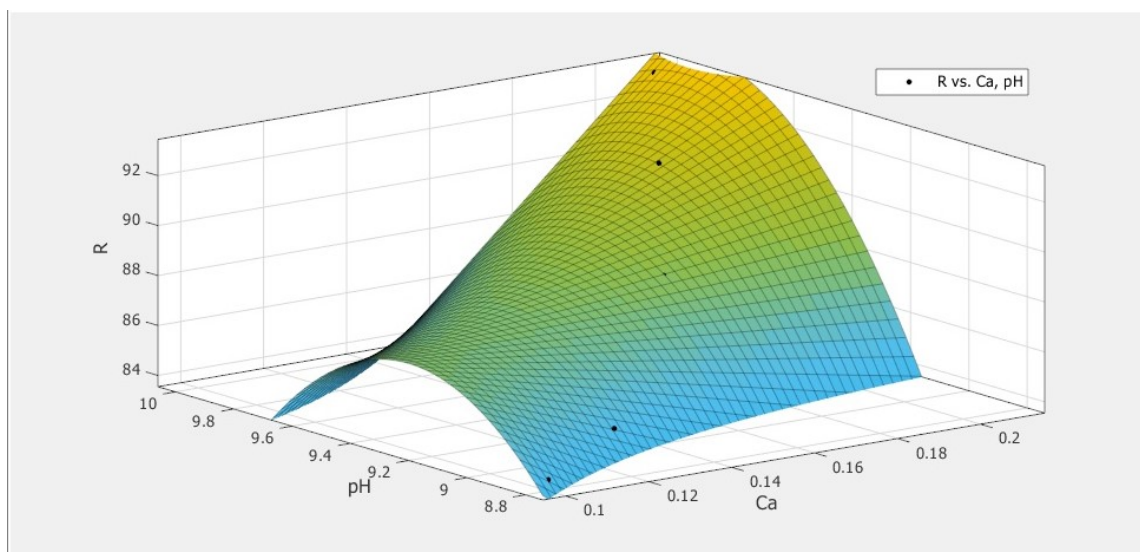


Рис. 3.4. Залежність якості очищеного дифузійного соку від вмісту солей та рН

Модель продуктивності роботи сокоочисного відділення.

Модель відповідає області зміни параметра нечіткого поняття “продуктивність роботи” “норма”. При цьому, швидкість відстоювання “висока”, температурний режим “норма”. Отримали поліном наступного вигляду:

$$G_{\text{хд}}(V, T) = 0.138 V^2 + 0.6237T^2 - 0.17001VT - 3.81V - 4.0527T + 198 \quad (3.13)$$

де $G_{\text{хд}}$ –тривалість холодної дефекації,хв; V -швидкість відстоювання очищеного соку,%; T - температура,°С ;

Розв'язок рівняння регресії відображено на рис. 3.5, на якого видно, що максимальна продуктивність спостерігається при збільшенні відбору соку та "нормальній" температурі сокоотружкової суміші.

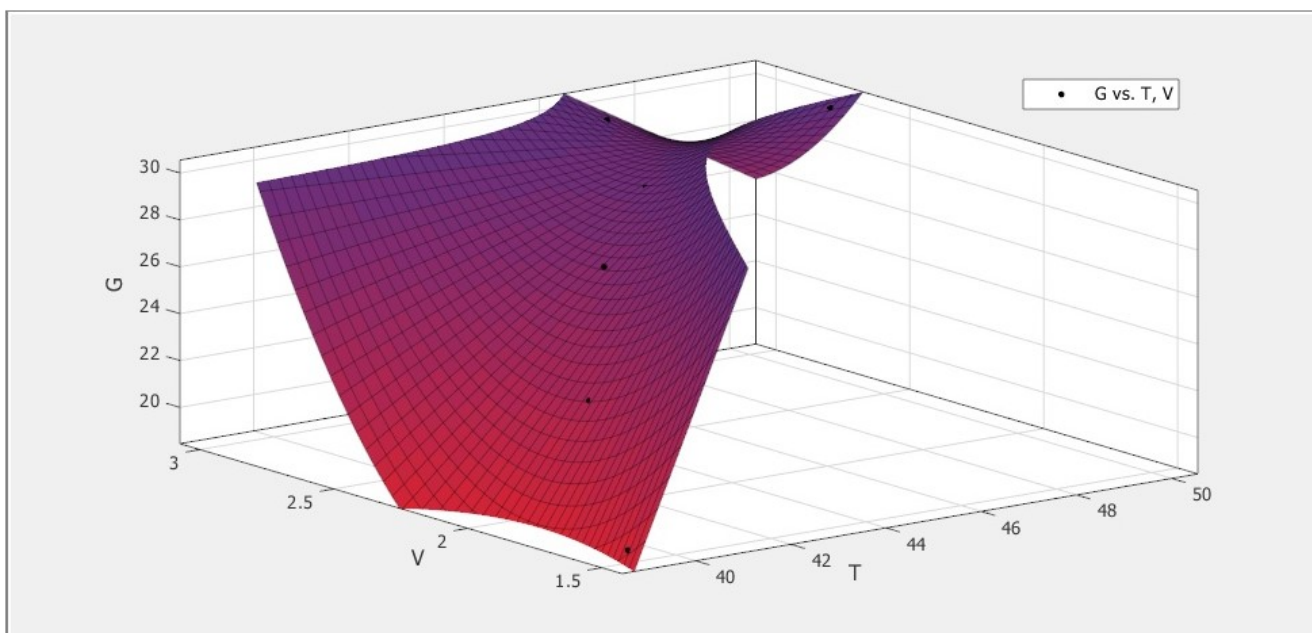


Рис. 3.5. Зміна тривалості процесу холодної дефекації від температури соку та швидкості відстоювання.

Модель втрат в процесі сокоочищення.

Модель відповідає області зміни параметра нечіткого поняття “втрати ” “високі”. При цьому, температура “норма”, лужність “висока”. Отримали поліном наступного вигляду:

$$D(T, \text{CaO}) = 0.134\text{CaO}^2 + 0.17T^2 + 0.13 \text{CaOT} + 0.47 - 1.21\text{CaO} + 100 \quad (3.14)$$

де D—втрати вапна від зазального буряка,%; CaO—лужність по метилоранжу,%; T-температура,°C;

Розв'язок рівняння регресії наведено на рис. 3.6.

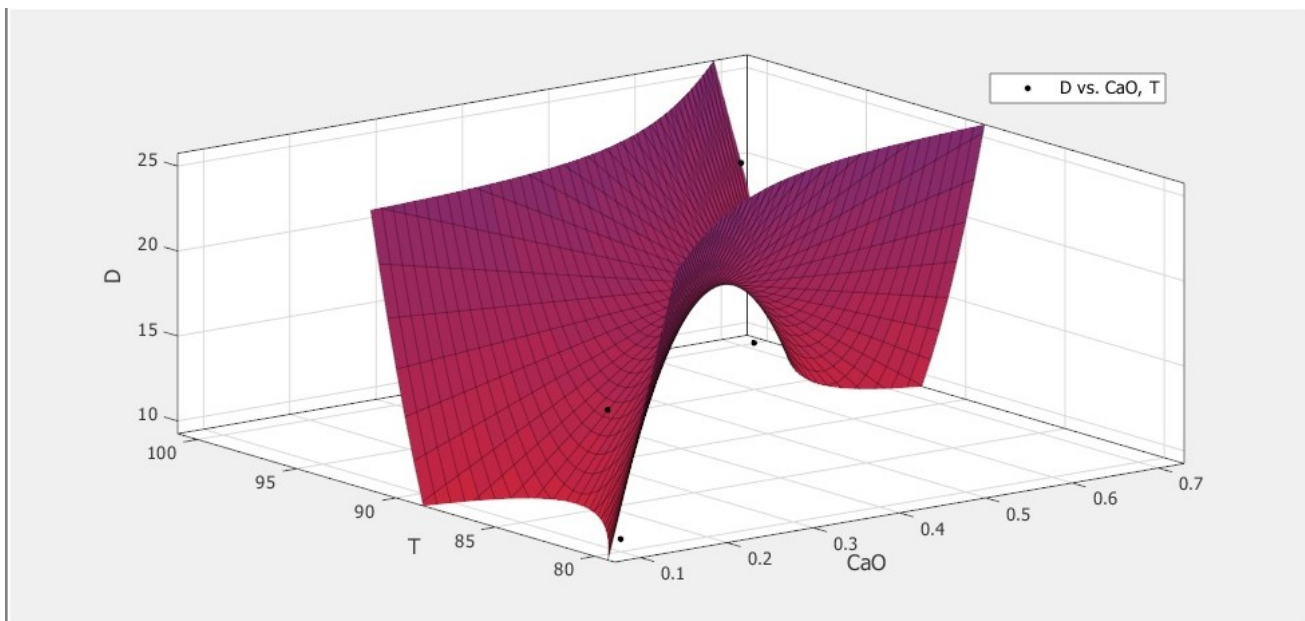


Рис. 3.6. Залежність втрат вапна від лужності по метилоранжу та температури

Розглянемо побудову моделі для деяких основних контрольованих змінних випарної установки

Модель продуктивності випарної установки.

Дана модель відповідає області зміни параметра нечіткого поняття “продуктивність роботи ” “висока”. При цьому, тиск P “норма”, T “норма”. Отримали поліном наступного вигляду:

$$G_{\text{вп}}(T, P) = 1.3P^2 - 1.62T^2 + 1.2PT + 8.01P - 5.76T - 55.9 \quad (3.15)$$

де $G_{\text{вп}}$ —продуктивність випарної установки,%; P —тиск подачі пари,МПа; T —температура,°С;

Розв'язок рівняння регресії наведено на рис. 3.7.

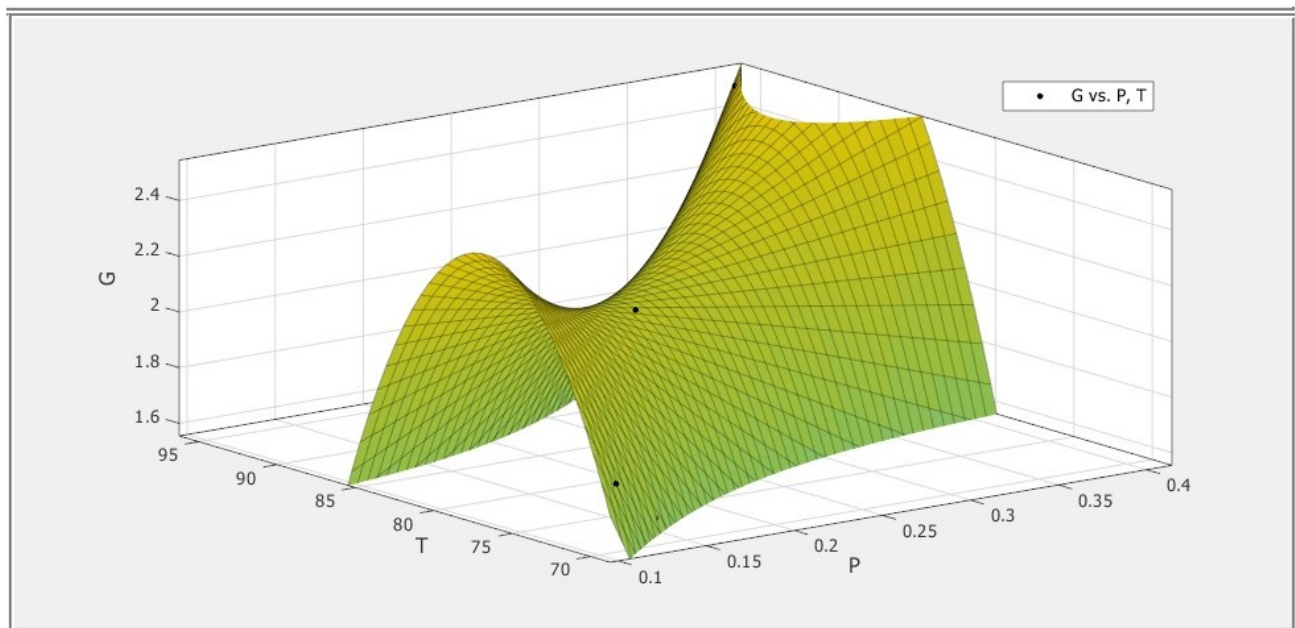


Рис. 3.7. Залежність продуктивності роботи від тиску та температури

Модель втрат випарної установки.

Модель відповідає області зміни параметра нечіткого поняття “витрати папи” “норма”. При цьому, витрати соку “високі”, теплоємність соку “норма”. Отримали поліном наступного вигляду:

$$d(D_{\text{соку}}, c) = 0.4556 c^2 + 0.637D^2 - 0.1102cD - 3.95c - 4.0556T + 201 \quad (3.16)$$

де d – витрата пари на нагрівання соку, % до маси буряка; $D_{\text{соку}}$ – витрата соку, % до маси буряка; c – теплоємність соку, кДж;

Розв'язок рівняння регресії показано на рис. 3.8, по якому видно, що максимальна продуктивність спостерігається при збільшенні відбору соку та "нормальній" температурі сокостружкової суміші.

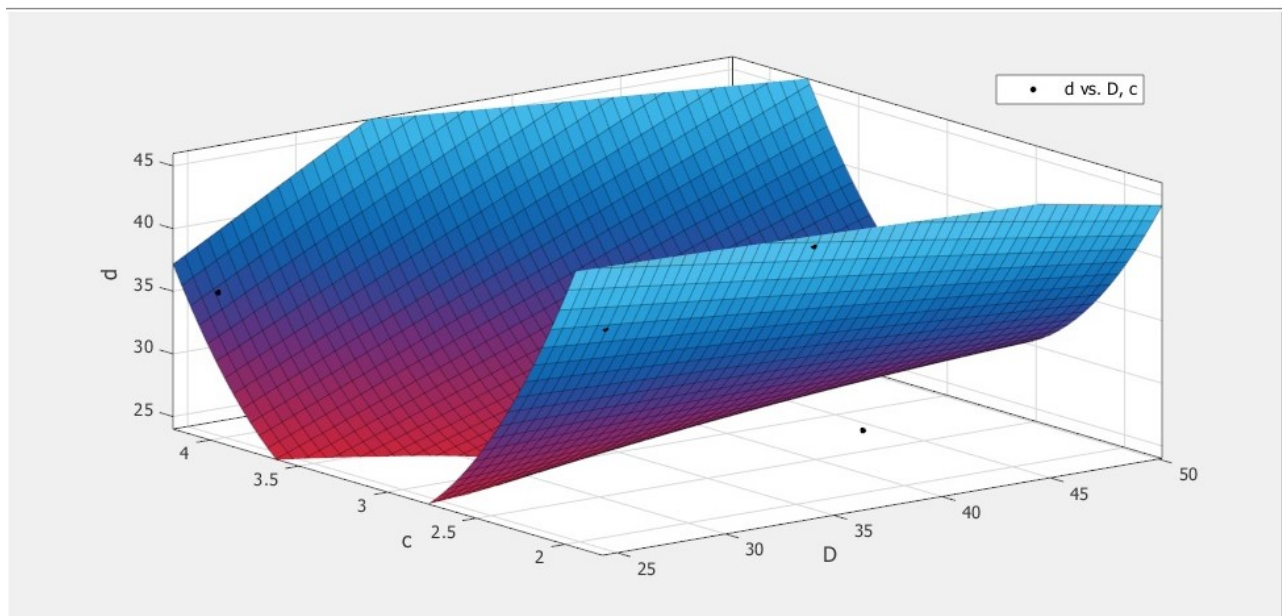


Рис. 3.8. Зміна тривалості процесу сокоочищення від температури соку та швидкості відстоювання.

Модель якісного показника процесу кристалізації цукру.

Дана модель відповідає області зміни параметра нечіткого поняття “Якість сиропу” “висока”. При цьому, кольоровість “норма”, прозорість “висока”. Отримали поліном наступного вигляду:

$$R(pH, K) = 0.001K^2 - 0.255pH^2 + 0.15 KpH + 2.01K - 1.56pH - 0.7 \quad (3.17)$$

де R –якість сиропу з клеровкою,%; pH - прозорість; K -кольоровість,од ;

Розв'язок рівняння регресії наведено на рис. 3.9.

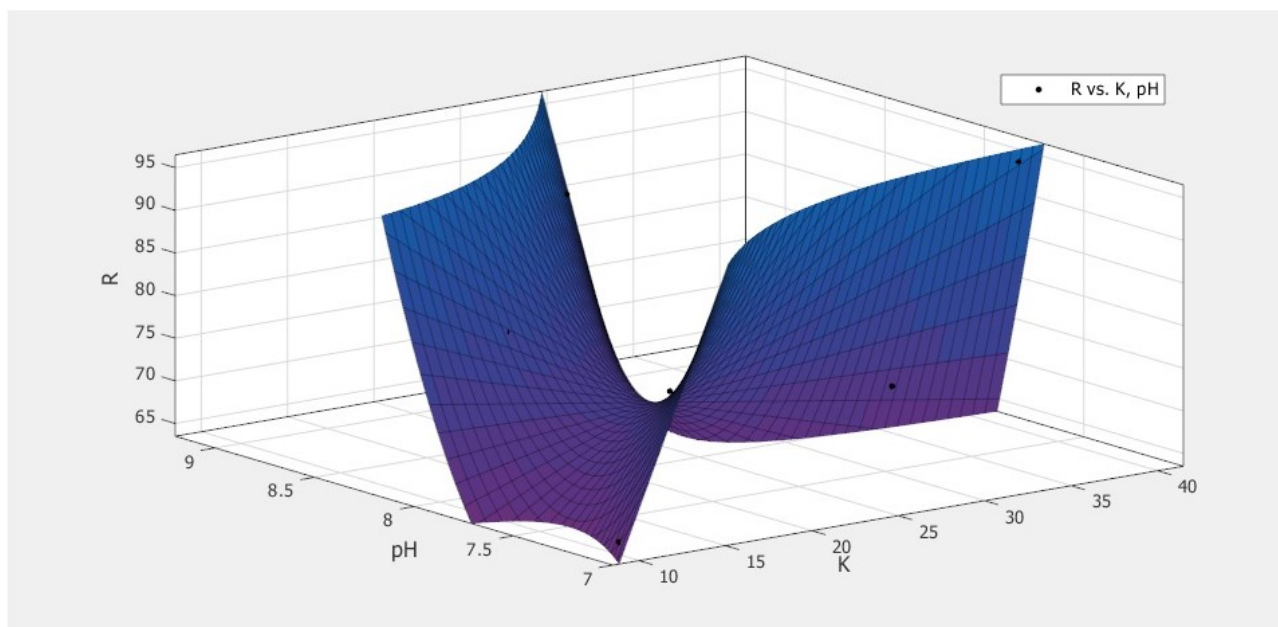


Рис. 3.9. Залежність якості сиропу від кольоровості та прозорості

Модель продуктивності роботи процесу кристалізації цукру.

$$N(P, T) = 0.33428T^2 + 0.05337P^2 - 0.034TP - 1.22T - 4.0547P + 123 \quad (3.18)$$

де N –розрідження в апараті,МПа; P -надлишковий тиск гріючого пару,МПа; T -температура кипіння,°С ;

Розв'язок рівняння регресії наведено на рис. 3.10

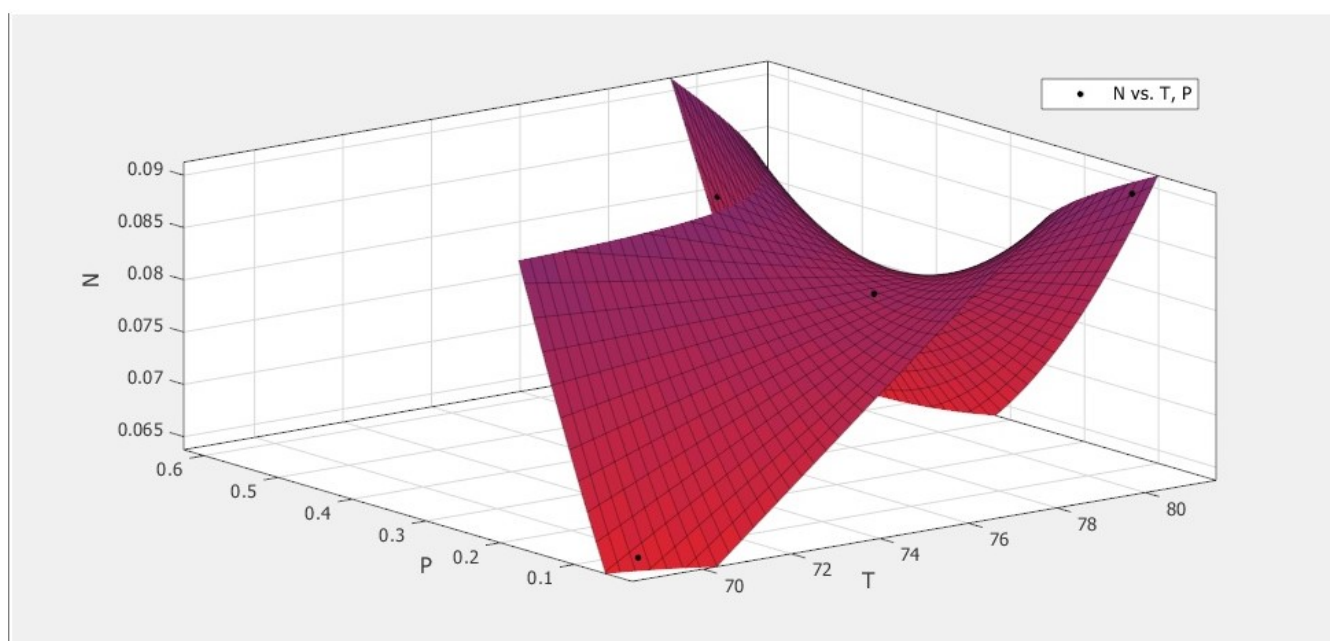


Рис. 3.10. Залежність продуктивності роботи дифузійного апарату від витрати дифузійного соку та температури сокостружкової суміші

Негативно на властивостях моделі позначається як відсутність значущої змінної, так і надмірна присутність незначущої.

У випадку коли в модель не включено істотну змінну спостерігаються наступні наслідки:

1. Зникає можливість правильної оцінки і інтерпретації рівнянь.
2. Коефіцієнти при змінних, що залишилися, стають зміщеними.
3. Стандартні помилки коефіцієнтів і t -статистики некоректні і не можуть бути використані для оцінки якості створеної моделі.

Оцінки, одержані за методом найменших квадратів для даної моделі, вже не є ефективними серед лінійних оцінок. Оцінки навіть є зміщеними, оскільки для методу найменших квадратів оцінка коефіцієнта β_1 набуде вигляду $\beta_1 = \beta_1 + \beta_2 \frac{Cov(X_1, X_2)}{Var(X_1)}$, де присутнє зміщення $\beta_2 \frac{Cov(X_1, X_2)}{Var(X_1)}$.

При включенні неістотної змінної в модель зсув оцінок коефіцієнтів не відбувається, але з'являється інший недолік – зростають стандартні помилки коефіцієнтів. Оцінки стають статистично незначущими. Коли точна специфікація моделі невідома, то використовують критерії, які дозволяють вибрати з деякої множини моделей ту яка нам підходить.

Формули для розрахунку критеріїв Akaike і Schwarz записуються:

$$AIC = \ln(\sigma^2) + \frac{2s}{n} \quad (3.19)$$

$$SC = \ln(\sigma^2) + \frac{s \ln n}{n} \quad (3.20)$$

де σ^2 - вибіркова дисперсія; s – число обмежень ступенів свободи, n – довжина вибірки даних. Значення s в даному випадку дорівнює числу незалежних змінних в

рівнянні, включаючи вільний член. Перший доданок в обох формулах – штраф за велику дисперсію, другий – штраф за використання додаткових змінних. Критерії розраховуються для кожної специфікації яка розглядається і перевага надається тій моделі, де значення критеріїв найменше.

Окрім названих вище критеріїв для структурної ідентифікації (структурної адекватності) регресійних моделей використовують також:

1. Коефіцієнт детермінізації свідчить про щільність взаємодії між факторами та результуючою змінною і визначається:

$$R^2 = 1 - \frac{RSS}{SST} \quad (3.21)$$

де

$$RSS = \sum_{i=1}^n (y_i - \hat{y}_i)^2 \quad SST = \sum_{i=1}^n (y_i - \bar{y}_i)^2$$

y_i - дані вимірювань; $\hat{y}_i$ - дані отримані в результаті прогнозування за допомогою моделі; $\bar{y}_i$ - усереднене значення даних.

2. Скорегований коефіцієнт детермінізації:

$$R_k^2 = 1 - (1 - R^2) \frac{n}{n-s} \quad (3.22)$$

3. Статистика Мелоуса:

$$S_M = \frac{1}{\hat{\sigma}^2} RSS + 2s + n \quad (3.23)$$

4. Критерій «передбачення» квадратичної похибки:

$$PSE(s) = \frac{1}{n} RSS + \frac{2}{n} \hat{\sigma}^2 \quad (3.24)$$

5. Статистика Хокінга:

$$S_s = \frac{RSS}{(n-s)(n-s+1)} \quad (3.25)$$

6. AEF критерій середньої оціненої дисперсії:

$$I_s = \frac{RSS}{n - \sqrt{s(\ln(\frac{n}{s}) + 1) \ln 3}} \quad (3.26)$$

де 3 – «рівень довіри», що показує з вірогідністю 1-3 значення I_s дає оцінку середнього ризику.

7. Статистика Фішера вказує на силу взаємозв'язку між залежною змінною та незалежними:

$$F(s) = \frac{n}{n-s} \frac{RSS(s)}{\|y-\hat{y}\|^2} \quad (3.27)$$

Було здійснено оцінку розроблених моделей-конкурентів певних структур та параметрів цих моделей на основі критеріїв: детермінації, інформаційного критерію Акаїке, статистик Хокінга та Фішера (табл.3.2).

Таблиця 3.2. Критерії адекватності математичних моделей.

Розроблені моделі	Критерії			
	R^2	AIC	S_s	$F(s)$
Модель (3.9)	0.32	4,33	0,14	4,68
Модель (3.10)	0,33	5,38	0,19	4,89
Модель (3.11)	0,37	5,95	0,22	5,12

3.2. Алгоритми багатоцільового управління з урахуванням ситуаційної пріоритетності критеріїв та нечітких обмеженнях

Найбільш загальною математичною моделлю прийняття оптимального рішення є задача багатокритеріальної оптимізації.

Однією з причин багатокритеріальності є необхідність забезпечення оптимальності технологічних параметрів об'єкта при різних умовах його функціонування. При цьому невизначеність може мати або кількісний характер, виражений за допомогою параметра v , що приводить до задачі оптимізації

$$\min_{\vec{x} \in D_x} Q(\vec{x}, v) \text{ для всіх } v \in [v^-, v^+] , \quad (3.28)$$

або якісний характер, пов'язаний із вказанням конкретних умов функціонування. В останньому випадку ефективність і якість роботи для кожного режиму можуть

визначатися різними критеріями оптимальності. Наприклад, залежно від вихідного стану логічної схеми для нього становить небезпеку або заваду $Q_1(\vec{x})$, що викликає запирання схеми, або завада $Q_2(\vec{x})$, що приводить до відмикання схеми. Тоді, якщо під завадостійкістю логічної схеми розуміти мінімальний поріг спрацьовування максимально чутливої схеми, задача оптимального проектування логічного елемента може бути сформульована як задача векторної оптимізації:

$$\max_{\vec{x} \in D_x} Q_1(\vec{x}), \max_{\vec{x} \in D_x} Q_2(\vec{x}), \quad (3.29)$$

де D_x – припустима область працездатності логічного елемента.

Якщо невизначеність функціонування має кількісний характер, то задача оптимізації прямує до задачі векторної оптимізації шляхом дискретизації критерію оптимальності $Q(\vec{x}, v)$ за параметром v і розглядає частинні критерії оптимальності функцій.

$$Q_i(\vec{x}) = Q(\vec{x}, v_i), \text{ где } v_i \in [v^-, v^+]. \quad (3.30)$$

Такий підхід до задачі оптимального функціонування дозволяє враховувати вплив зовнішніх факторів (температури, вологості і т.д.) на критерій оптимальності та обмеження управління.

Наступною причиною багатокритеріальності є множинність вимог, які пред'являються до характеристик функціонуючої системи або її ділянки. Їх можна звести до системи нерівностей.

$$q_i(\vec{x}) \leq q_i^+, i = 1, 2, \dots, n, \quad (3.31)$$

де q_i^+ – граничне значення i -ї технічної вимоги.

У цьому випадку частинні критерії оптимальності звичайно відсутні і їх доводиться виписати штучно за допомогою певних виразів

$$Q_i(\vec{x}) = \begin{cases} 0, \text{ якщо } q_i(\vec{x}) \leq q_i^+; \\ w_i(q_i(\vec{x}) - q_i^+), \text{ якщо } q_i(\vec{x}) > q_i^+. \end{cases} \quad (3.32)$$

Тут w_i – ваговий коефіцієнт, що враховує важливість i -го обмеження

$$\left(\sum_{i=1}^s w_i = 1\right).$$

Таким чином, розв'язок системи нерівностей зводиться до розв'язання задачі векторної оптимізації:

$$\left\{ \begin{array}{l} Q_1(\vec{x}) \rightarrow \min(\max), \\ Q_2(\vec{x}) \rightarrow \min(\max), \\ \dots\dots\dots, \\ Q_s(\vec{x}) \rightarrow \min(\max), \\ g_1(x_1, x_2, \dots, x_n) \leq b_1, \\ g_2(x_1, x_2, \dots, x_n) \leq b_2, \\ \dots\dots\dots, \\ g_m(x_1, x_2, \dots, x_n) \leq b_m, \\ d_j \leq x_j \leq D_j, j=1, 2, \dots, n. \end{array} \right. \quad (3.33)$$

В літературі представлено багато методів розв'язку подібних задач.

При постановці задачі оптимального управління одним з основних питань є вибір критерію оптимальності $Q(\bar{x})$. Однак вимоги функціональної повноти важко задовольнити за допомогою тільки одного скалярного показника, тому що він звичайно описує конкретну властивість об'єкта. У зв'язку із цим доводиться розглядати сукупність показників $(Q_1, \dots, Q_n)$, кожний з яких має наочну фізичну інтерпретацію й дозволяє оцінити якість оптимального рішення $\bar{x}^*$ з різних поглядів.

Таким чином, необхідність забезпечення функціональної повноти показників, що конкретизують оптимальні властивості об'єкта управління, при одночасній їхній фізичній наочності приводить до багатокритеріальності, що впливає прямо з

постановки задачі оптимального проектування. Наприклад, при проектуванні оптимального управління дифузійним відділенням необхідно розглядати одночасно кілька частинних критеріїв оптимальності, які відображують різні властивості об'єкта, що приводить до наступної задачі векторної оптимізації:

$$\max_{\vec{x} \in D_x} Q_1(\vec{x}), \max_{\vec{x} \in D_x} Q_2(\vec{x}), \min_{\vec{x} \in D_x} Q_3(\vec{x}), \max_{\vec{x} \in D_x} Q_4(\vec{x}), \min_{\vec{x} \in D_x} Q_5(\vec{x}), \quad (3.34)$$

де D_x – припустима область працездатності, $Q_1(\vec{x})$ – навантажувальна здатність; $Q_2(\vec{x})$, $Q_3(\vec{x})$ – статична завадостійкість, $Q_4(\vec{x})$ – продуктивність, $Q_5(\vec{x})$ – виробнича потужність.

Оптимальний варіант повинен мати екстремальні значення по кожному з частинних критеріїв ($Q_1, \dots, Q_n$)

У тих випадках, коли об'єкт управління складається з декількох взаємозалежних вузлів і блоків, оптимальність усього комплексу визначається ефективністю і якістю окремих частин об'єкту, кожна з яких може повинна бути охарактеризована, принаймні, хоча б одним частинним критерієм оптимальності $Q_i(\vec{x})$.

В такому випадку функціонування цілого об'єкта можна вважати найкращим, через вибір керованих параметрів $\vec{x}$, коли забезпечуються екстремальні значення для всіх частинних критеріїв оптимальності.

Іншою ситуацією, що приводить до багатокритеріальності, є випадок, коли функціонально-логічна модель досліджуваного об'єкта управління відсутня і потрібно її побудувати таким чином, щоб зовнішні чинники щонайкраще відповідали експериментальним даним.

В зв'язку з цим, параметри моделі $\vec{x}$, побудованої за допомогою еквівалентних схем заміщення компонент, можуть не мати безпосереднього відношення до внутрішніх процесів в об'єкті, а повинні підбиратися таким чином, щоб щонайкраще

(у деякому змісті) апроксимувати експериментально отримані зовнішні параметри об'єкта управління.

Проблема вибору в складних системах управління (ССУ) стосується в першу чергу формування функціональної, технічної структури, програмного та інформаційного забезпечення. З цього погляду вибір є цілеспрямованою діяльністю для визначення найкращого варіанта з використанням сучасної техніки. В складних системах управління визначити найкращий варіант за допомогою відомих формалізованих методів немає змоги, як наслідок вибір завжди приймається в умовах невизначеності, коли задача погано структурована. Процедура вибору в складних системах передбачає застосування спеціальних методів: залучення думок експертів з використанням нечіткої логіки, застосування комп'ютерних підсистем підтримки прийняття рішень, урахування множини варіантів та конкретної відповідності, в складних системах завжди є особа, яка приймає рішення.

В основі всякого вибору лежить поняття *критерій*, при чому він повинен бути таким, щоб кілька критеріїв можна було оцінити кількісно і віддати перевагу одному з них, а якщо це неможливо, то залучається якісний критерій та теорія нечітких множин. Якщо позначити варіант системи управління через P , який належить множині цих варіантів, тоді критерій повинен забезпечити екстремум

$$I(p) \rightarrow \text{extr} \quad (3.35)$$

Часто задача зводиться до так званої аргументної, коли найкращий варіант p^* є аргументом $\text{extr } I(p)$

$$p^* = \arg \text{extr } I(p), \quad p \in P \quad (3.36)$$

При синтезі ССУ завжди існує множина критеріїв

$$I = \{I_1, I_2, \dots, I_m\}, \quad (3.37)$$

тобто це є вектор, за яким оцінюється вибір на різних етапах розробки системи. При цьому часто виникають суперечливі вимоги

$$I_i \rightarrow \min, \quad (3.38)$$

$$I_j \rightarrow \max. \quad (3.39)$$

Така задача стосовно виробництва не має розв'язку, наприклад коли I_j випуск продукції, а I_i витрати. В таких умовах, коли є вимоги до системи управління, що протирічать одна одній, застосовуються методи зведення багатокритеріальної задачі до однокритеріальної. Застосовуються такі схеми зведення багатокритеріальних до однокритеріальних задач, тобто знаходження компромісу критеріїв: лінійна згортка, мультиплікативний підхід, $\min - \max$ критерій, використання контрольних показників, метод заданого пріоритету, метод гнучкого пріоритету, метод “справедливого компромісу”.

Управління технологічними процесами цукрового заводу являє собою багатокроковий процес прийняття рішень. Кожен крок під час процедури вибору рішення зв'язаний з тією чи іншою функцією управління та являє собою певний набір управляючих дій для i -ї ділянки приготування цукру.

Управління процесом цукрового виробництва представляє собою багатокроковий процес прийняття рішень. Кожен окремий крок у процесі вибору рішення пов'язаний з конкретною цільовою функцією управління технічним процесом і являє собою набір керуючих дій. Загальна цільова функція є адитивною, що складається з суми цільових функцій управління процесом екстракції.[5, 27]

При вирішенні задач оптимального управління були виділені такі множини критеріїв (3.40).

Множина агрегованих критеріїв:

$$F = \begin{cases} K_i \\ P_i \\ W_i \end{cases}_i \begin{matrix} - \text{якість;} \\ - \text{продуктивність;} \\ - \text{витрати.} \end{matrix} \quad (3.40)$$

Як приклад розглянемо роботу дифузійної установки яку характеризують якісним показником дифузійного соку та певними втратами цукру.

Втрати цукру можуть бути в жомі та певні невраховані втрати. На втрати цукру впливають наступні фактори: товщина стружки, поверхня, величина відбору соку, температура і час екстрагування.

Продуктивність дифузійної станції визначається кількістю стружки, яка переробляється за годину і характеризується часом знаходження стружки у дифузійному апараті.

В результаті обробки експериментальних даних, відповідно до поставлених цілей, були розроблені сценарії управління технологічним процесом одержання дифузійного соку, при яких досягається вихід продукції вищої якості, більша продуктивність станції та найменші втрати цукру.

Постановка задачі оптимального управління цукровим заводом в загальному вигляді трактується як багатокритеріальна задача:

$$F = \max_{Q_i^J \in R^n} F, A_I^J (MIN) \leq A_I^J \leq A_I^J (MAX) \quad (3.41)$$

де R^n - простір параметрів стану; $A_I^J (MIN) \leq A_I^J \leq A_I^J (MAX)$ – область допустимої зміни параметрів, причому $A_I^J (MIN) = \text{"нижче норми"}, \leq A_I^J (MAX) = \text{"вище норми"}$.

При вирішенні задач оптимального керування виділено наступні множини критеріїв:

K_i^s – якість, W_i^s - втрати, P_i^s - продуктивність. Задача багатокритеріальної оптимізації розглянута для моделей одержаних в результаті оперативної ідентифікації методом поточних найменших квадратів.

Позначимо $L(F_{dc}, T) = P(x_1, x_2)$, $R(F_{dc}, T) = K(x_1, x_2)$, $D(F_{dc}, T) = W(x_1, x_2)$ де L - завантаження стружкою апарату, R - якісні показники дифузійного соку; D – втрати цукру, x_1, x_2 – температурний режим та відкачка дифузійного соку.

Задачу багатокритеріальної оптимізації розглянемо на прикладі оптимізації відділень цукрового заводу, для дифузійного відділення використані такі моделі:

$$R(T, F_{dc}) = 0.012 F_{dc}^2 - 0.075 T^2 + 0.042 F_{dc} T + 4.38 F_{dc} - 2.06 T - 110.7 \quad (3.42)$$

$$L(T, F_{dc}) = 5.707 F_{dc}^2 + 12.72 T^2 - 2.08 F_{dc} T - 0.2885 F_{dc} - 4.0547 T + 1.986 \quad (3.43)$$

$$D(T, F_{dc}) = 0.014 F_{dc}^2 + 0.029 F_{dc} T + 0.88 T - 6.20 F_{dc} + 103.5 \quad (3.44)$$

Де: L - завантаження стружкою апарату, %; R - доброякісність дифузійного соку, %; D – втрати цукру, % до маси буряку, F_{dc} – витрата дифузійного соку, м³/год; T – температура, °C.

Оптимальний результат досягається, згідно з методом досяжних цілей, при умові знаходження мінімального значення γ , для якого вірна наступна система нерівностей:

$$\begin{cases} P(x_1, x_2) - K_p y \geq P_0 \\ K(x_1, x_2) - K_k y \geq K_0 \\ W(x_1, x_2) - K_w y \geq W_0 \end{cases} \quad (3.45)$$

"менше норми" $< x_1 < "$ вище норми", "менше норми" $< x_2 < "$ вище норми"

де P_0, K_0, W_0 – сподівання при пошуку оптимального значення; K_p, K_k, K_w – вагові коефіцієнти, з яких визначають наскільки наближено повинно бути рішення до оптимального результату. Дана задача була вирішена методом найменших квадратів за допомогою комп'ютерної програми Matlab. Оптимальні значення x_1 та x_2 знайдені при

$$\gamma = \min \max \frac{F_i(x_1, x_2) - F_{io}}{K_i} \quad (3.46)$$

де $F_i(x_1, x_2)$ - значення цільової функції в поточний момент часу; F_{io} – очікуване значення цільової функції; K_i - ваговий коефіцієнт.

Оптимальні значення режимних параметрів знайдені в області Парето в результаті реалізації методу досяжних цілей отримали оптимальні значення. Багатоцільове управління необхідно здійснювати при параметрах визначених нижче:

$F_{\partial c} = 58 \text{ м}^3/\text{год}$, $T = 72.3 \text{ }^\circ\text{C}$ та наступні значення цільових функцій:
 $R(F_{\partial c}, T) = 88 \%$; $D(F_{\partial c}, T) = 0.3 \%$ до маси буряку та $\text{Gamma}(\gamma) = 0.27$.

Алгоритм отримання оптимального значення працює наступним чином :

- будується двовимірний масив, в кожній комірці якого знаходиться структура, яка містить значення критеріїв та параметрів;
- значення параметрів обраховуються із координат комірки в двовимірному масиві.

При обрахунку значень критеріїв в комірці γ обраховується за формулою, тобто в одній комірці γ записується як максимальне значення для всіх критеріїв всередині цієї комірки. При обчисленні всіх комірок програма запам'ятовує найменше значення γ та координати всередині двовимірного масиву цієї комірки, де γ набуває найменшого значення.

За допомогою інструментального середовища Matlab виконано дослідження взаємозв'язок критеріїв управління та відображено, що в багатокритеріальному просторі (втрати, якість, продуктивність,) наявні зони, в яких можна знайти оптимальне рішення (рис 3.11 3.12) і навпаки, яскраво видно, що покращення одного з критеріїв призводить до різкого погіршення іншого (рис 3.11 3.12) Так в дифузійному відділенні при підвищенні витрат дифузійного соку $F_{\partial c}$ - $\text{м}^3/\text{год}$ та зниженні температури $T^\circ\text{C}$. - втрати цукру $D \%$ - зростають.(рис 3.11). В даному випадку спостерігається конфлікт антагоністичного характеру.

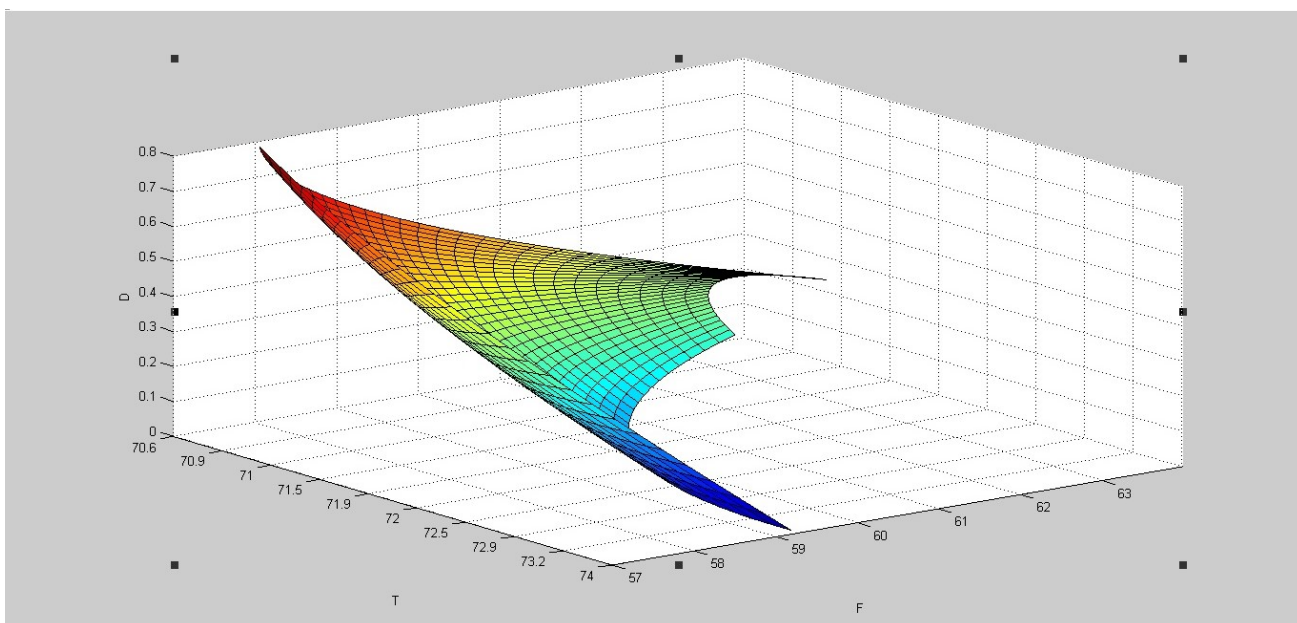


Рис.3.11. Зміна критеріїв в багатокритеріальному просторі для дифузійного відділення

Для очисного відділення використані такі моделі:

$$R(pH, Ca) = 0.345 Ca^2 - 0.67pH^2 + 0.90Ca pH + 5.38Ca - 3.06pH - 80.9 \quad (3.47)$$

$$G_{\text{хд}}(V, T) = 0.138 V^2 + 0.6237T^2 - 0.17001VT - 3.81V - 4.0527T + 198 \quad (3.48)$$

$$D(T, CaO) = 0.134CaO^2 + 0.17T^2 + 0.13 CaOT + 0.47 - 1.21CaO + 100 \quad (3.49)$$

де R –якість очищеного дифузійного соку,%; pH –переддефекованого соку,%; Ca –вміст солей,% ; $G_{\text{хд}}$ –тривалість холодної defeкації,хв; V –швидкість відстоювання очищеного соку,%; T – температура,°C ; де D –втрати вапна від загального буряка,%; CaO –лужність по метилоранжу,%; T – температура,°C;

Оптимальні значення режимних параметрів знайдені в області Парето [123, 124, 125, 126] в результаті реалізації методу досяжних цілей отримали оптимальні значення. Багатоцільове управління необхідно здійснювати при параметрах визначених нижче: $pH=9.2$ %, $Ca=0.15$ % та наступні значення цільових функцій: $R(pH, Ca)=88$ %; $D(V, T)=0.3$ % втрати вапна від загального буряка та $Gamma(\gamma) = 0.20$.

В сокоощисному відділенні при підвищенні вмісту солей Са% та зниженні лужності рН%. – якість соку R%- знижується.(рис 3.12).

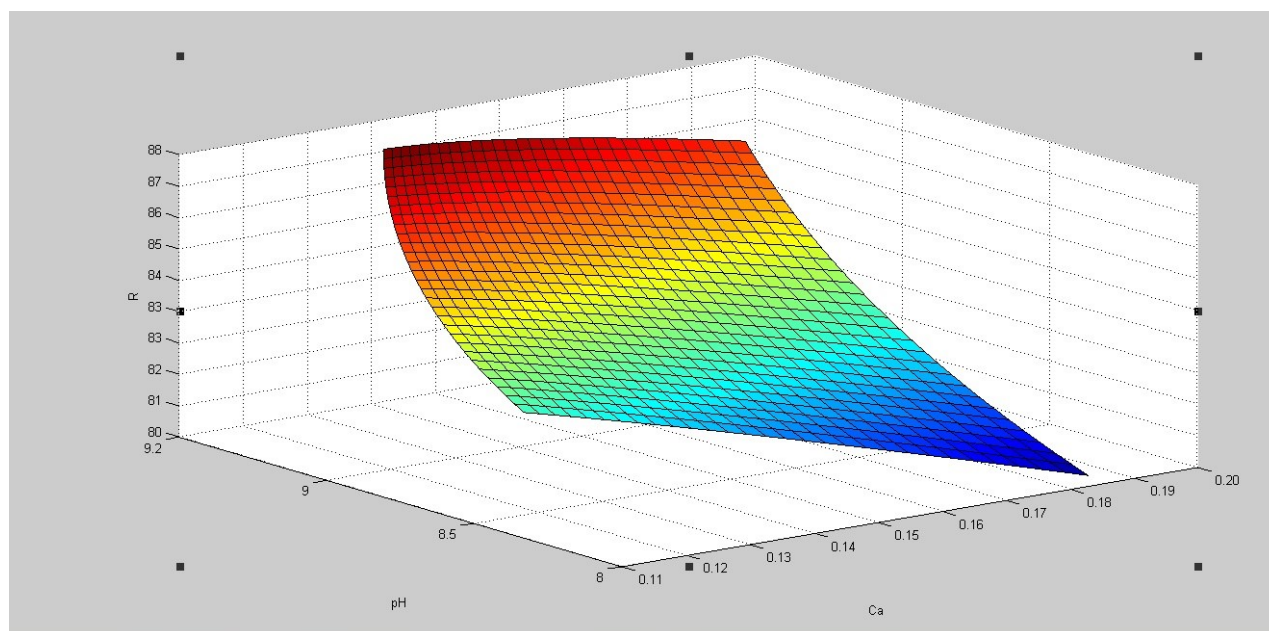


Рис.3.12. Зміна критеріїв в багатокритеріальному просторі для відділення сокоочистки

Для випарної станції використані такі моделі:

$$G_{\text{вп}}(T, P) = 1.3P^2 - 1.62T^2 + 1.2PT + 8.01P - 5.76T - 55.9 \quad (3.50)$$

$$d(D_{\text{соку}}, c) = 0.4556c^2 + 0.637D^2 - 0.1102cD - 3.95c - 4.0556T + 201 \quad (3.51)$$

де $G_{\text{вп}}$ –продуктивність випарної установки,%; P –тиск подачі пари,МПа; T –температура,°С; d –витрата пари на нагрівання соку,% до маси буряка; $D_{\text{соку}}$ –витрата соку,% до маси буряка; c - теплоємність соку,кДж;

Оптимальні значення режимних параметрів знайдені в області Парето в результаті реалізації методу досяжних цілей отримали оптимальні значення. Багатоцільове управління необхідно здійснювати при параметрах визначених нижче: $T=80^{\circ}\text{C}$, $P=0.2\text{МПа}$ та наступні значення цільових функцій: $G_{\text{вп}}(T, P)=2\%$; $d(D_{\text{соку}}, c)=3\text{кДж}$ втрати вапна від загального буряка та $\text{Gamma}(\gamma)=0.10$.

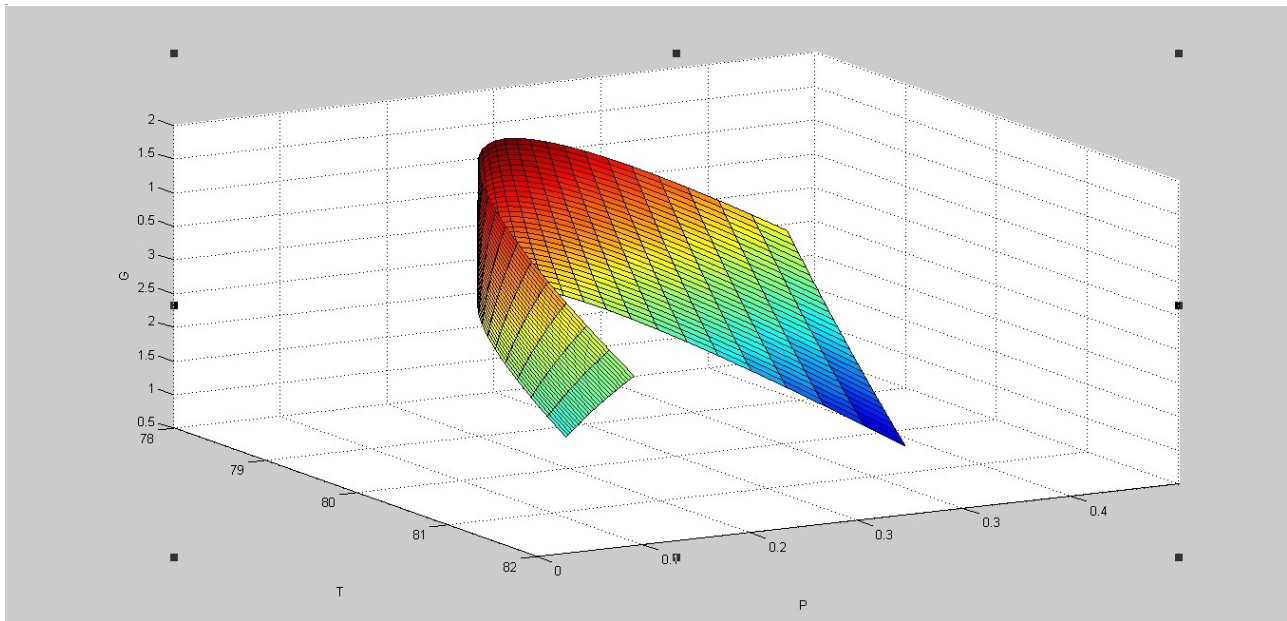


Рис.3.13. Зміна критеріїв в багатокритеріальному просторі для випарної станції

На рис (3.13) показано, що в багатокритеріальному просторі існують зони, в яких можна знайти оптимальне рішення.

Для відділення кристалізації використані такі моделі:

$$R(pH, K) = 0.001K^2 - 0.255pH^2 + 0.15 KpH + 2.01K - 1.56pH - 0.7 \quad (3.52)$$

$$N(P, T) = 0.33428T^2 + 0.05337P^2 - 0.034 TP - 1.22T - 4.0547P + 123 \quad (3.53)$$

де R –якість сиропу з клеровкою,%; pH- прозорість; K-кольоровість,од ; N – розрідження в апараті,МПа; P-надлишковий тиск гріючого пару,МПа; T-температура кипіння,°C ;

Оптимальні значення режимних параметрів знайдені в області Парето в результаті реалізації методу досяжних цілей отримали оптимальні значення. Багатоцільове управління необхідно здійснювати при параметрах визначених нижче: $T=76^{\circ}\text{C}$, $P=0.4\text{МПа}$ та наступні значення цільових функцій: $N(P, T)=0.08\text{МПа}$; $R(pH, K)=90\%$ втрати вапна від загального буряка та $\text{Gamma}(\gamma)=0.25$.

На рис (3.14) показано, що в багатокритеріальному просторі існують зони, в яких можна знайти оптимальне рішення.

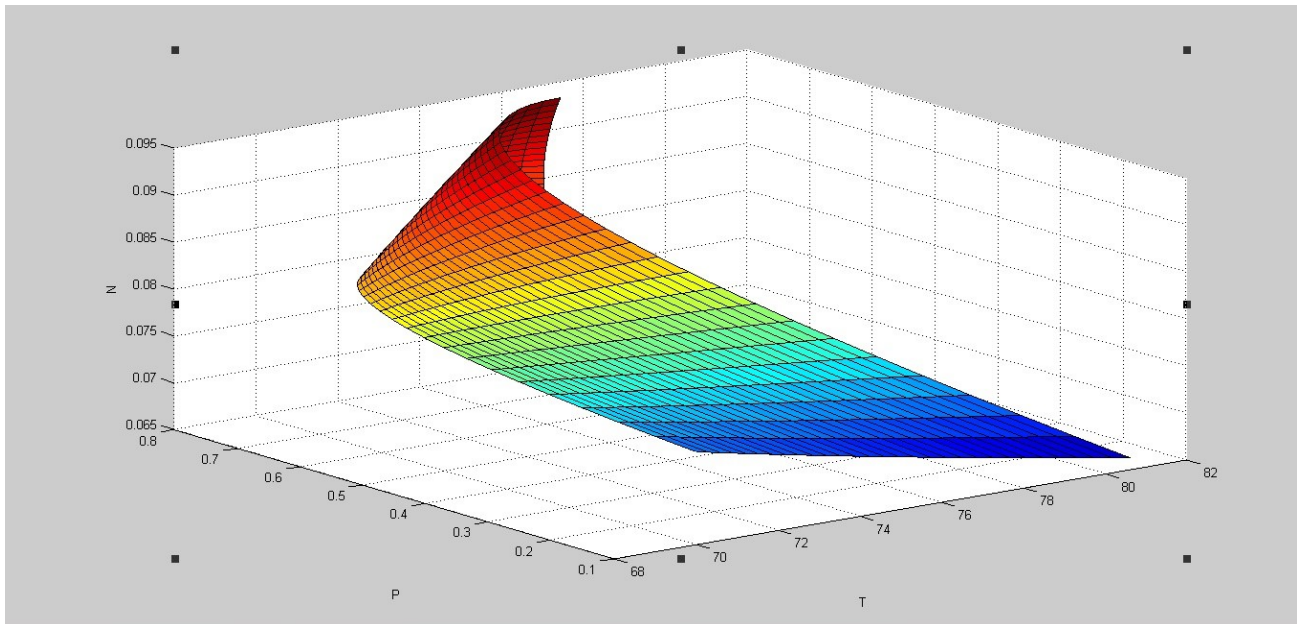


Рис.3.14. Зміна критеріїв в багатокритеріальному просторі

Вибір методів управління технологічним процесом при його розробці визначають такі основні фактори: вид виробництва, характер технологічного процесу (неперервний, дискретний, змішаний); засоби здійснення технологічного процесу (обладнання, засоби вимірювання та контролю якості); ступінь автоматизації технологічного процесу; закономірності зміни параметрів, за якими виконується управління процесом; метод контролю параметрів; спосіб реалізації управляючих впливів; конструкція клерувального пристрою, спосіб передавання інформації про перебіг технологічного процесу на пристрій управління.

Для достатньо складних технологічних процесів цукрового виробництва не завжди вдається однозначно виділити якийсь один головний критерій. Як правило, такі процеси характеризуються сукупністю часткових критеріїв, які часто суперечать один одному, коли покращення по одному з показників, веде до погіршення іншого, і навпаки. Окрім того, досить часто критерії та обмеження задаються на

вербальному рівні у вигляді тверджень загального характеру про перевагу певного параметра в певному діапазоні. При підвищенні складності задачі роль такої якісної інформації зростає та стає визначальною [127, 128]

Пошук оптимальних значень здійснюється в області Парето (області компромісу).

В 1904 році економіст Парето запропонував цей компроміс [129, 130] Ця схема використовується в першу чергу тоді, коли є критерії, які змінюються з різними знаками, тоді точка справедливого компромісу буде відповідати умові:

$$\sum_{i=1}^m \frac{\Delta I_i}{I_{i0}} = 0 \quad (3.54)$$

В формулюванні справедливого компромісу підкреслюють, що існують ефективні рішення, коли покращення одного критерію приводить до погіршення іншого не більше, ніж на задану величину.

Відповідно до принципу Парето раціональний розв'язок багатокритерійної задачі (раціональний компроміс у багатоцільовій задачі) необхідно шукати серед x , що належать множині Парето. Принцип Парето не виділяє єдиного розв'язку, але він дозволяє звужити множину можливих альтернативних розв'язків. У розглянутому прикладі раціональний розв'язок потрібно шукати в області D_2 . Хоча питання, який буде розв'язок (або яке значення набуде $x \in D_2$) є оптимальним — тобто залишається відкритим.

Ідея, запропонована Парето: спробувати скоротити множину вихідних варіантів виключенням з неформального аналізу заздалегідь непридатних варіантів. Цю ідею можна реалізувати так.

Припустимо, що вибрано вектор x , позначимо його як x^* . Робимо тепер інший вибір $\hat{x}$, такий, що для всіх цільових функцій.

$$f_i(\hat{x}) \geq f_i(x^*), \quad i = \overline{1, m}, \quad (3.55)$$

Очевидно, що вибір $\hat{x}$ кращий від x^* в сенсі величини значень цільових функцій. Тому всі вектори x зі значенням x^* , для яких виконується умова (3.25), потрібно вилучити з даного аналізу.

Множину всіх таких значень x^* , для яких неможливо підібрати $\hat{x}$ з умови (3.32), називають множиною Парето, а вектор x^* — не поліпшуваним вектором результатів (вектором Парето).

Відомий вектор f цільових функцій $f_i(x)$, заданих на множині D у вигляді

$$\bar{f} = \{f_i(x) | i = \overline{1, m}; x \in D\}; \quad (3.56)$$

$$D = \{x | x^- \leq x \leq x^+\} \quad (3.57)$$

Існує така множина Γ граничних значень $\tilde{x} \in D$, що поділяє вихідну множину D на дві множини: Π і $\bar{D}$. Ця множина повинна задовольняти умови

$$\Pi \cup \bar{D} = D; \Pi \cap \bar{D} = \emptyset \quad (3.58)$$

Множина Π складається з таких значень $x_{k_1} \in D$, для яких для всіх $i = \overline{1, m}$ виконується умова $f_i(x_{k_1}) \geq f_i(x^*)$. Множину Π визначає співвідношення

$$\Pi = \{x | x = x_{k_1}; x_{k_1} \in D; f_i(x_{k_1}) \geq f_i(x^*); i = \overline{1, m}\} \quad (3.59)$$

Множина $\bar{D}$ складається з таких $x_{k_2} \in D$, для яких хоча б для однієї функції $f_i(x_{k_2})$ виконується умова $f_i(x_{k_2}) < f_i(x^*)$. Множину $\bar{D}$ описує таке співвідношення:

$$\bar{D} = \{x | x = x_{k_2}; x_{k_2} \in D; f_i(x_{k_2}) < f_i(x^*); i \in [1, m]\} \quad (3.60)$$

Отже, вектор $x^* \in \Pi$ — не поліпшуваний вектор результатів, а множина Π , що задовольняє умову — множина Парето.

Завдяки умові множина Γ — межа, що виділяє множину Парето з множини D . Відповідно до формули множина $\bar{D}$ є підмножиною вихідної множини D , із

якої виділено множину Парето $\bar{D} = D \setminus P$. Тому всі варіанти розв'язків, що належать $\bar{D}$, виключають із розгляду.

3.3. Когнітивне моделювання поведінки технологічних процесів цукрового заводу

Важливим етапом в сценарному керуванні після проведення факторно-цільового аналізу є когнітивне моделювання. Воно дозволяє узагальнити суб'єктивну експертну інформацію і, що особливо важливо, дозволить досягнути всі можливі варіанти зв'язків, варіантів розвитку ситуацій, які суб'єкт в міру своїх обмежених психофізіологічних особливостей не може виявити. Під час керування ТК цукрового заводу виникає необхідність прийняття рішень в слабо структурованих динамічних ситуаціях, коли параметри (значення змінних), правила і закономірності поведінки об'єкта визначаються на якісному рівні.

У даному класі ситуацій більшість методів інтелектуального аналізу даних (Data Mining, OLAP, Knowledge Discovery і ін.), які базуються на аналізі представлених в числовому виді даних, не дають необхідних результатів внаслідок суттєвої невизначеності поведінки технологічного процесу [104].

Враховуючи певну складність перебігу технологічних процесів цукрового виробництва, доцільно використовувати сценарний підхід, який забезпечує багатоваріантний ситуаційний аналіз системи керування, дозволяє проводити прийняття оптимальних рішень щодо керування в умовах невизначеностей та ризиків. При цьому вибір, обґрунтування та оцінка наслідків рішень базується на комплексному застосуванні як математичних розрахунків, так і експертних методів, тобто використовується комплекс логічних та математично-статистичних методів і алгоритмів, направлений на отримання інформації, необхідної для підготовки та прийняття доцільних рішень.

Засновані на теорії матриць парних порівнянь традиційні методи структурного ієрархічного аналізу Т. Сааті не дають перспективи в тотальному діапазоні

описувати системну взаємодинаміку процесів предметної області, моделювати поведінку реальних об'єктів.

Когнітивну модель будують на основі системного підходу, який дає прерогативу дослідити структуру, властивості, та функції технологічних процесів в цілому, засвідчивши їх як систему з складними міжелементними зв'язками. Системний підхід дозволяє пізнати та описати цілісність проблеми та відібрати найкращий спосіб керування складною системою.

Когнітивна карта відображає лише наявність впливу факторів один на інший. В даній карті не відображається детальний опис характеру впливу, динаміка зміни збурення в залежності від ситуацій, часова зміна самих факторів, що відображено в когнітивній моделі.

Відповідно до методики когнітивного аналізу складних ситуацій після збору і систематизації статистичної та якісної інформації здійснюємо перехід до виділення основних характеристичних ознак технологічного процесу та взаємозв'язків, а також виділення факторів, на які реально можуть впливати суб'єкти ситуації. Це дозволяє побудувати когнітивну (графову) модель проблемної ситуації.

Для когнітивного моделювання було використано програмний засіб „Канва” [136, 137].

Фактори та їх вплив один на одного були внесені у відповідні поля вікна (рис.3.15).

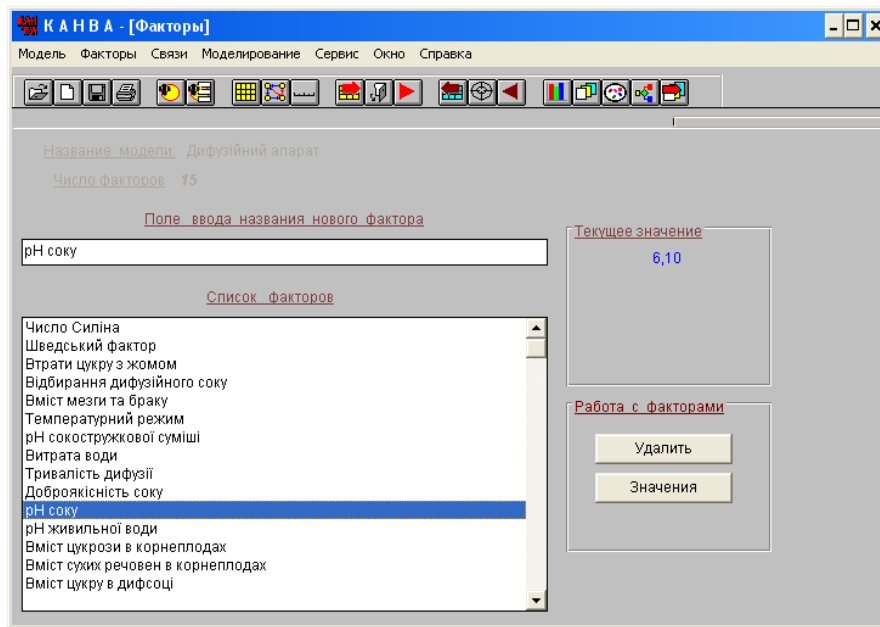


Рис. 3.15. Список факторов, внесенных у программный засіб „Канва”

Дії виконуються в наступній послідовності. Під час написання назви фактору задають поточне, мінімальне, максимальне та проміжні значення (рис.3.16).

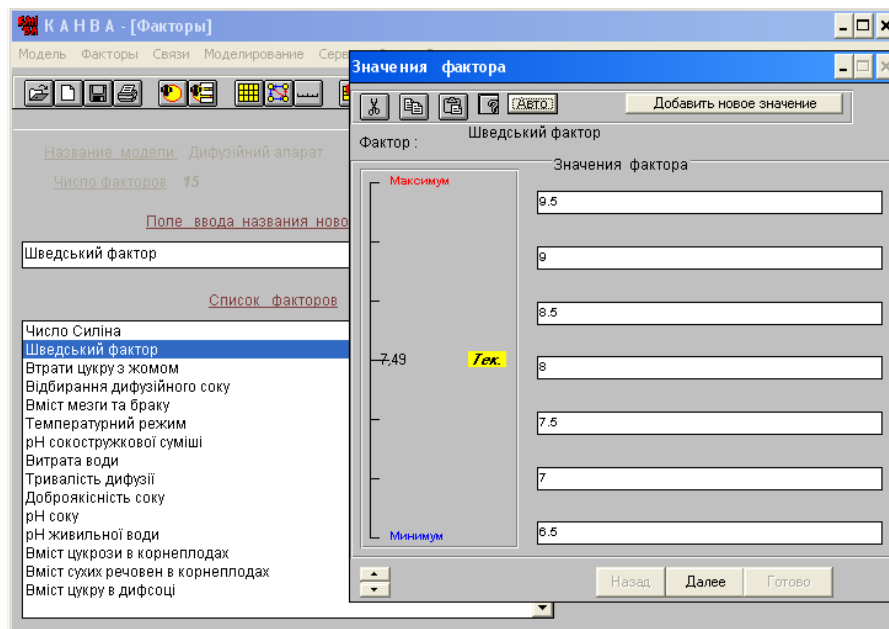
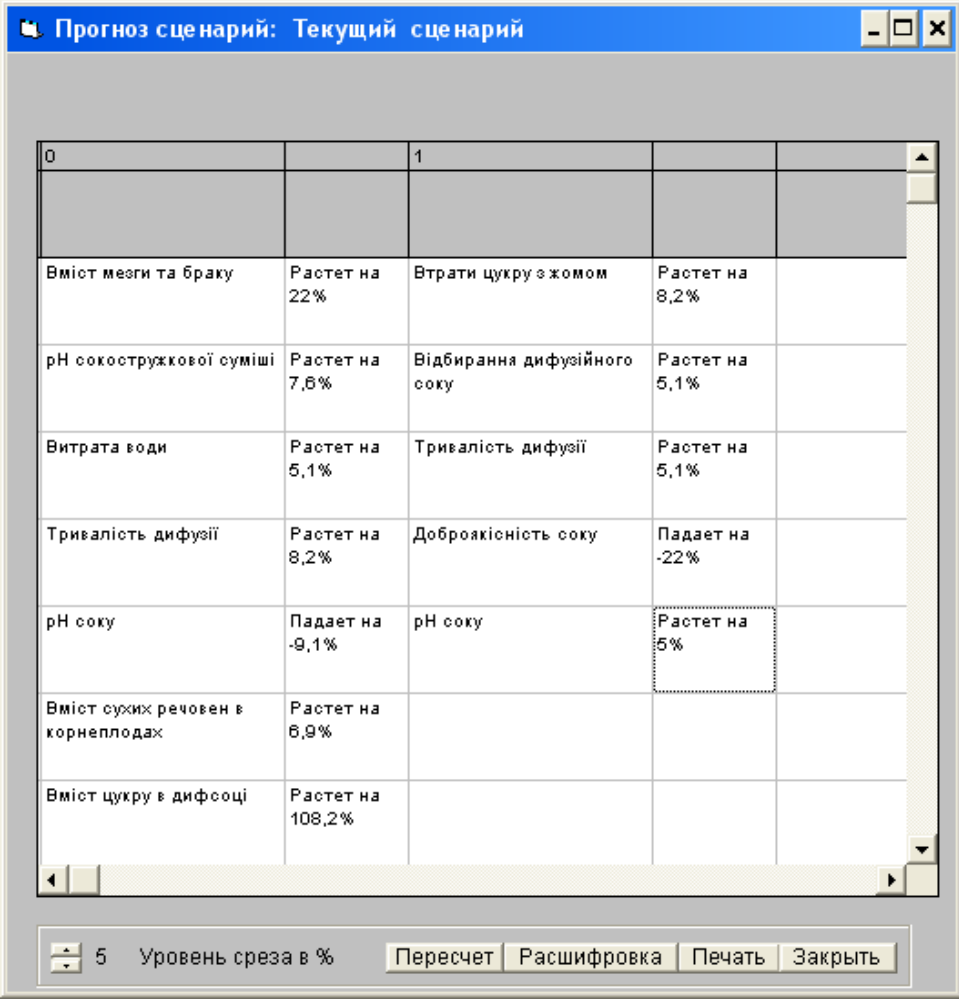


Рис. 3.16. Значення факторів

Далі вказується вплив одного фактору на інші в матриці суміжності.

Потім з урахуванням вказаних в матриці суміжності зв'язків будується орієнтовано зважений граф, що відображує зв'язки між факторами.

Додаток „Канва” має можливість зберегти результати прогнозування в сценарії та при потребі порівняти зміну певних параметрів в залежності від обраного сценарію. Також при порівнянні сценаріїв ми маємо змогу (рис. 3.17) вивести графіки зміни факторів.



Прогноз сценарий: Текущий сценарий

0		1		
Вміст мезги та браку	Растет на 22%	Втрати цукру з жомом	Растет на 8,2%	
pH сокоотружкової суміші	Растет на 7,6%	Відбирання дифузійного соку	Растет на 5,1%	
Витрата води	Растет на 5,1%	Тривалість дифузії	Растет на 5,1%	
Тривалість дифузії	Растет на 8,2%	Доброякісність соку	Падає на -22%	
pH соку	Падає на -9,1%	pH соку	Растет на 5%	
Вміст сухих речовин в корнеплодах	Растет на 6,9%			
Вміст цукру в дифсоці	Растет на 108,2%			

5 Уровень среза в % Пересчет Расшифровка Печать Закреть

Рис. 3.17. Результати прогнозування

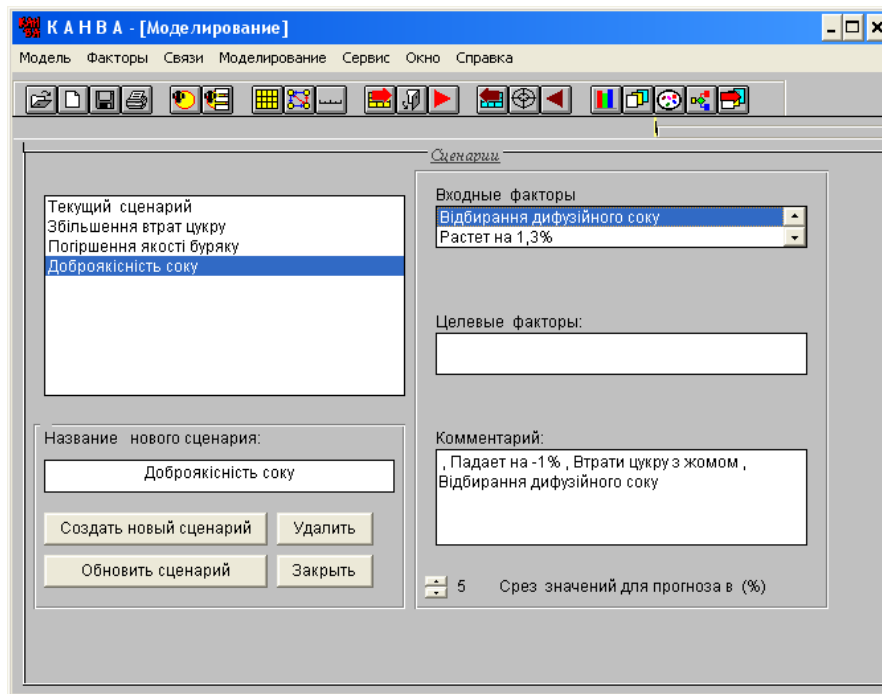


Рис. 3.18. Вибір сценарію

Так, в наслідку всіх цих дій ми отримуємо наступні результати:

- 1) побудований орієнтовано - зважений граф, що відображує міжфакторні зв'язки ;
- 2) представлено числові результати змін факторів відповідно до залежності від вибраного сценарію, в якому обираються ціль керування;
- 3) побудовані графіки змін факторів відносно один одного в залежності від обраного сценарію;
- 4) виконано порівняння сценаріїв розвитку подій в залежності від різних значень зміни вхідних факторів.

На основі отриманих даних, знаючи, яке буде поведіння об'єкта, експерт має можливість прийняти рішення про вплив та протікання технологічного процесу, що забезпечує розробку сценаріїв керування ТК цукрового заводу.

3.4 Лінгвістична апроксимація технологічних показників виробництва цукру

Реалізацію сценаріїв керування технологічними процесами цукрового виробництва доцільно здійснювати на основі нечіткої моделі представлення знань, попередньо формалізуючи отримані змінні, якими описується процес. Даний метод є зручним та гнучким для подання певних логічних зв'язків між елементами сценаріїв керування. Використання нечітких моделей дозволяє вказати належність певного елемента даній множині та ступінь цієї належності.

Системи в основі яких лежить нечітка логіка працюються по однаковим принципам: результат вимірювання фазифікується (переводяться в нечіткий формат), після чого проходить обробку, дефазифікуються і у вигляді уніфікованих сигналів подаються на виконавчі механізми. Нечітка логіка базується на лінгвістичній апроксимації.

На основі інформації, отриманої в результаті експертного опитування, було використано аналітичний підхід для виконання лінгвістичної апроксимації змінних виробництва цукру [129, 130].

Для змінної «витрата дифузійного соку» є значення $U=[60,80]$, термножиною $T=\{\text{«Норма»}, \text{«Нижче норми»}, \text{«Вище норми»}, \text{«Низька»}, \text{«Висока»}\}$.

Для побудови функції належності використано метод, в основу якого покладено думки певної групи експертів. Експерти заповнили анкети, в яких вказали свою думку про елементи $u_i (i = \overline{1, n})$ властивості нечіткої множини $\bar{l}j (j = \overline{1, m})$.

Отже, нехай K – кількість експертів, $b_{i,j}^k$ - думка k -го експерта про елемент u_i , чи має він властивості нечіткої множини $\bar{l}j$, $k = \overline{1, K}$, $i = \overline{1, n}$, $j = \overline{1, m}$. Експертні оцінки бінарні, тобто $b_{i,j}^k \in \{0;1\}$, де 1 - наявність властивостей нечіткої множини $\bar{l}j$ у елемента u_i , а 0 – відсутність властивостей (ознак). За результатами опитування ступінь належності до множини був визначений за формулою:

$$\mu_{l_j}(u_i) = \frac{1}{K} \sum_{k=1, K} b_{j,i}^k, \quad i = \overline{1, n}. \quad (3.61)$$

На рис. 3.19. відображено побудову функцій, в табл.3.3 показані визначення терм – множин кожної змінної.

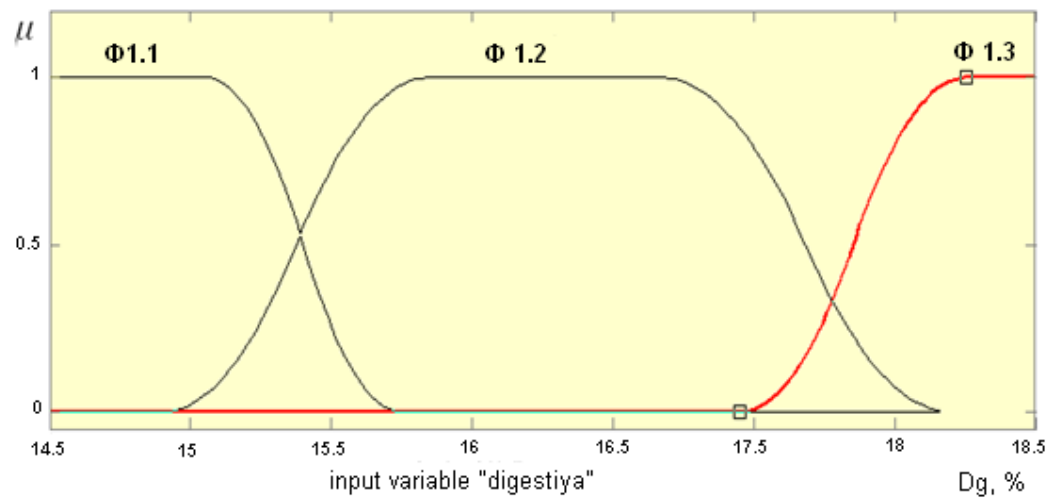


Рис.3.19. Лінгвістична апроксимація дигестії буряку

Таблиця 3.3. Характеристика термів параметру “Дигестія буряку”

Позначення факторів	Дигестія буряку	Координати функції належності
Φ1.1	нижче норми (14.5 – 15.75)	[14.0 14.0 15.1 15.70]
Φ1.2	норма (15 – 18,25)	[14.9 15.75 16.75 18,2]
Φ1.3	вище норми (17.5 – 19)	[17.5 18.25 18.7 19.5]

Кінцевого продукту залежить не лише від якості сировини яка надходить, а й від дотримання технологічного регламенту. Під час вилучення сахарози із бурякової стружки одним з важливих показників є “ Температура дифузійного соку ”.

На рис.3.20 визначено функції належності лінгвістичної змінної «Температура дифузійного соку», а в таблиці 3.4 – терм - множина.

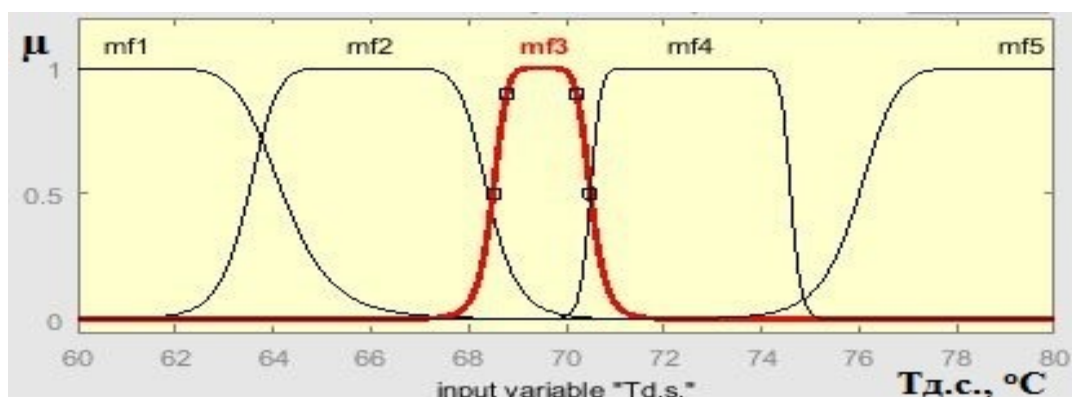


Рис.3.20. Функції належності лінгвістичної змінної «Температура дифузійного соку»

Таблиця 3.4.Характеристика термів “Температура дифузійного соку”

Позначення факторів	Температура дифузійного соку	Координати функції належності Тд.с., °C
mf1	Низька	[60 62 64]
mf2	Нижче норми	[62 65 67 69]
mf3	Норма	[68 69 70 71]
mf4	Вище норми	[70 71 74 76]
mf5	Висока	[74 78 80]

Характерною особливістю цукрового виробництва є великий ступінь невизначеності; це стосується насамперед якісних показників. Саме тому, для створення ефективних систем керування потрібно враховувати дану інформацію та використовувати інтелектуальні засоби керування.

3.5. Інтелектуальний аналіз нечітких часових рядів

Важливе значення при керуванні технологічними процесами цукрового виробництва набуває врахування невизначеностей в технологічних параметрах, особливо показників якості буряку, дифузійного соку, сиропу, деякі з них оцінюються органолептичним методом або інструментальними методами, які характеризуються низькою точністю та оперативністю вимірювань.

При синтезі стратегій керування ТК важливою проблемою є оцінка стану об'єкта та прогнозування його поведінки в умовах невизначеності [41, 131, 132]. Особливо ця проблема загострюється в задачах прогнозування перспектив розвитку із значною глибиною прогнозу на основі інтелектуальних інформаційних технологій.

Сучасні інтелектуальні методи для проведення аналізу часових рядів спираються на визначення інформаційної гранули, що об'єднує тенденцію і її тривалість в єдине поняття. В рамках технології DATA MINING розв'язуються задачі сегментації, кластеризації, класифікації, індексації, виявлення аномалій, частотно-часовий аналіз, включаючи прогнозування, формування асоціативних правил.

Для опису розвитку моделюемого процесу в рамках лінгвістичних вводимо значення часового ряду з нечітких тенденцій [131].

Нечітка тенденція (НТ). Нехай $\tilde{Y}_\Delta = \{\tilde{Y}_1, \dots, \tilde{Y}_m\}$ – нечіткий часовий ряд лінгвістичної змінної $(\tilde{Y}, T_y, U_y, G_y, M_y)$, $\tilde{Y}_\Delta = \{\tilde{Y}_\Delta\}$ – множина нечітких часових рядів однакової довжини. Тоді нечітка тенденція τ , визначена на $\tilde{Y}_\Delta$, є сукупність упорядкованих пар $\tau = \{\tilde{Y}_\Delta, \mu_\tau(\tilde{Y}_\Delta)\}$, де $\mu_\tau(\tilde{Y}_\Delta)$, є ступінь належності $\tilde{Y}_\Delta$ до НТ.

Якщо говорити про тенденцію як лінгвістичну змінну, терм-множиною яка є множиною різних тенденцій спостережуваних на ЧР, а універсумом – множина усіляких функцій, нечітка тенденція визначається як $(\tau, \{\tau^i\}, \tilde{Y}_\Delta, G_\tau, M_\tau)$, $i=1..p$, де p – кількість видів НТ, визначених на ЧР; $\tilde{Y}_\Delta$ – множина НЧР змінної довжини.

Часовий ряд нечіткої тенденції. Нехай $\{\tilde{Y}_\Delta\}$ – множина нечітких часових рядів довжиною m , де $\tilde{Y}_\Delta = \{\tilde{Y}_{t-m+1}, \dots, \tilde{Y}_t\}$, $\tilde{Y}_t \in \tilde{Y}_t$. Тоді часовий ряд нечіткої тенденції є впорядкована в часі нечітка множина: $\tau_t = \{t, \mu_\tau(\tilde{Y}_\Delta)\}$.

Для змінної "тенденція" визначається часовий ряд що має сукупності значень всіх видів присутніх нечітких тенденцій: $\tau_t = \{t, \tau_t^1, \dots, \tau_t^p\}$.

При використанні моделей ЧР на основі нечітких елементарних тенденцій для короткотривалого прогнозування часових рядів використаний підхід, при якому не здійснюється попередня обробка вихідний ЧР. На практиці необхідно виявляти основну тенденцію та прогноз саме цієї тенденції. Для побудови моделей основної тенденції використовують методи згладжування часового ряду [130].

Сукупність всіх правил визначення видів НТ складає перший рівень загальної системи логічного виведення моделі нечіткої тенденції (МНТ), яка реалізує функціонал $Tend$ для одержання часового ряду нечітких тенденцій (у формалізованому вигляді) [20]:

$$R_1: \tau_t = \{\tau_t^i = \sum_{j=1}^{m_j} (T(\tau_{t-k}^{c(i,j,k)}))\} \quad (3.62)$$

Множина правил рівняння МНТ складає другий рівень виведення:

$$R_2: \tau_t = \{\tau_t^i = \sum_{j=1}^l (T(\tau_{t-k}^{c(i,j,k)}))\} \quad (3.63)$$

Для аналізу і побудови чіткого ЧР за нечіткою моделлю (функціонал $deTend$) кожному виду нечіткої тенденції співставляється нечіткий часовий ряд, що має найбільшу ступінь приналежності. Множина таких правил, що реалізує функціонал перетворення ЧРНТ в НЧР $deTend$, формує третій рівень:

$$R_3: \tau_t = \{\tau_t^i = \sum_{j=1, b(i,j)=k}^p \tau_{t+j-1}^i\} \quad (3.64)$$

Таким чином, модель нечіткої тенденції реалізується системою логічних співвідношень: $R_1 \Rightarrow R_2 \Rightarrow R_3$. Перетворення в нечіткі та чіткі значення відбувається тільки у співвідношеннях R_1 и R_3 відповідно.

На рис. 3.22 відображено графік вихідного часового ряду (витрата дифузійного соку) та його результат згладжування методом F-перетворення з параметром, який становить 5.

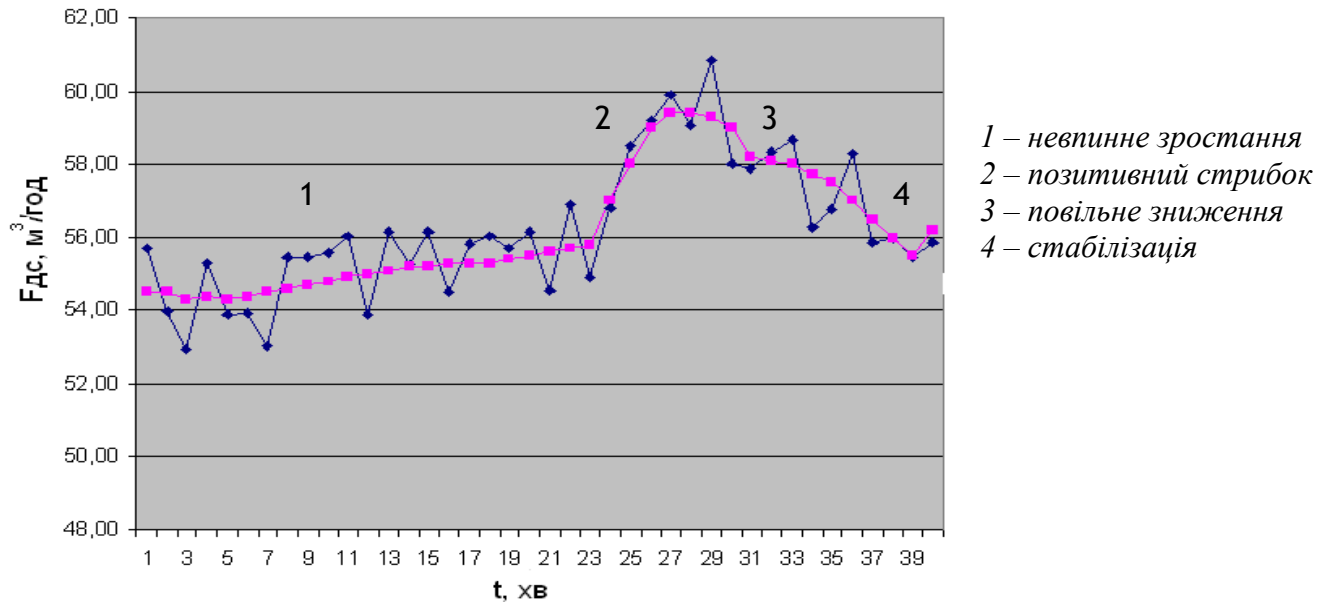


Рис. 3.22. Згладжений та вихідний часовий ряд

Провівши аналіз даних можна визначити стан технічних об'єктів, зробити висновки про якість їх функціонування та надати рекомендації щодо локалізації та усунення проблемних ситуацій. Застосування інтелектуальних технологій дозволяє усунути різноманітні невизначеності, що позитивно впливає на ефективність прийняття рішень по управлінню.

Висновки до розділу 3

1. Проведений пасивний експеримент на всіх стадіях приготування цукру та здійснена ідентифікація мережевих математичних моделей в ситуаційно-значущих зонах
2. Розроблений алгоритм багатоцільового управління з урахуванням ситуаційної пріоритетності критеріїв та нечітких обмеження.

3. Визначені основні технологічні та режимні параметри технологічних процесів цукрового виробництва та на основі експертного опитування здійснено їх ранжування.

4. Здійснене комп'ютерне моделювання поведінки технологічних процесів виробництва цукру в середовищі «Канва» дозволило виділити характерні особливості їх поведінки.

5. Здійснено лінгвістичну апроксимацію найбільш важливих технологічних параметрів технологічних процесів виробництва цукру.

6. Проведений пасивний експеримент на всіх стадіях ТК виробництва цукру та здійснена ідентифікація математичних моделей в ситуаційно-значущих зонах.

4. РЕАЛІЗАЦІЯ ТА АНАЛІЗ ФУНКЦІОНУВАННЯ СИСТЕМИ ІНТЕЛЕКТУАЛЬНОГО СЦЕНАРНО-СИНЕРГЕТИЧНОГО КЕРУВАННЯ ТЕХНОЛОГІЧНОГІЧНИМ КОМПЛЕКСОМ ЦУКРОВОГО ЗАВОДУ

4.1 Розробка функціональної структури системи багатокритеріального керування технологічними процесами виробництва цукру

Визначальною тенденцією сучасного розвитку систем інформатизації складних технологічних комплексів є інтегрування різних завдань життєзабезпечення технологічних процесів з їх системами автоматизації, працюючими в реальному часі, в комплексну систему шляхом охоплення автономних компонентів мережевою структурою. Функціональність сучасних систем автоматизації реального часу інтегрує завдання контролю і управління технологічними процесами, безпекою виробництва, захистом устаткування, обслуговуванням і ремонтами, екологічним станом середовища і т. ін. Легко прослідковується аналогія інтегрованих і мережноцентричних систем [133, 134, 135].

Якісне, своєчасне прийняття рішень в управлінні цукровим виробництвом пов'язане із застосуванням ефективних програмно-технічних засобів автоматизації та впровадженням підсистем підтримки управлінських рішень. Тому актуальною є проблема створення і розвитку організаційних підсистем систем автоматизованого управління, пов'язано зі складністю даного об'єкта управління, збільшенням інформації яку повинна опрацювати людина що приймає рішення.

Щоб краще зрозуміти як здійснюється обмін інформацією між рівнями управління та посприяти усуненню невизначеностей, які виникають при управлінні виробництвом доцільно представити передачу інформації у вигляді організаційної структури (рис.4.1).

При зростанні складності систем управління та кількості інформації, яку необхідно врахувати при прийнятті рішень людська здатність робити точні і змістовні висновки про хід процесу і системи управління зменшується.

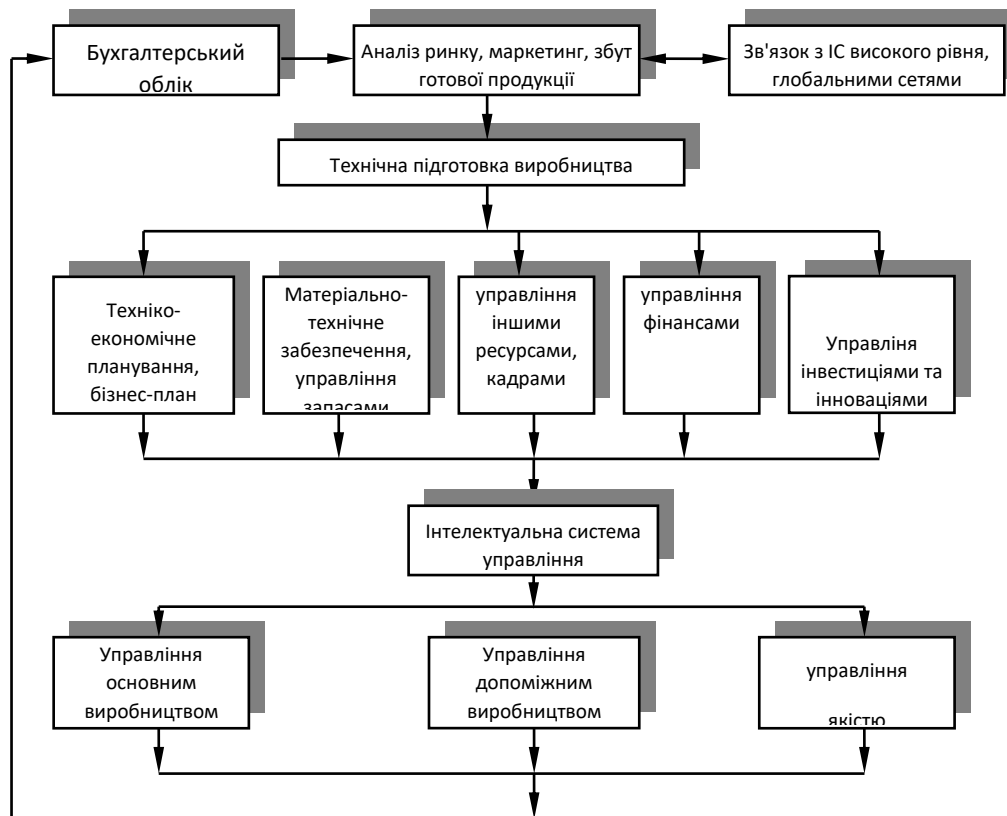


Рис. 4.1. Структура інформаційної системи цукрового підприємства

В деяких випадках складність об'єкта управління не дозволяє людині приймати правильне і своєчасне рішення, тому складний об'єкт умовно розбивають на частини (підсистеми, ділянки), що виконують закінчені технологічні операції. Число операторів, що слідкують і управляють ТП, при цьому збільшується. Так як, ЕОМ не може здійснювати повне автоматичне управління деякими процесами на цукровому заводі, то найбільш прийнятним з точки зору розподілення функцій між особою яка приймає рішення (ОПР) та ЕОМ, є застосування і розвиток систем з автоматизованим управлінням.

Використання комп'ютерних технологій стало можливим за наявності програмних засобів для реалізації методів інженерії знань і математичних методів, а також при наявності апаратних засобів взаємодії з технологічним обладнанням та сприяє автоматизації ТП і підприємства в з урахуванням світових досягнень в галузі автоматизації.

Функціональна структура дає можливість:

- визначити функції управління в структурних підрозділах існуючої системи;
- обрати функції, які автоматизуються;
- визначити зв'язки між автоматизованими функціями;
- розробити ієрархію задач управління та відповідних моделей.

При розгляді технологічних та виробничих комплексів неперервного чи неперервно-періодичного типу, коли час між моментами прийняття рішень на верхньому рівні є значним, можна сказати, що якщо t_1 і t_2 – моменти прийняття рішень, то цей діапазон $\Delta t = t_2 - t_1$ значно більший ніж довжина перехідних процесів в окремих технологічних апаратах чи технологічних процесах.

Також необхідно враховувати амплітуду та частоту збурень які діють на технологічний комплекс. З точки зору системного аналізу для ССУ виділяються такі види управління[136]:

- *координатне управління* – це фактично автоматичні системи регулювання – це регулювання окремих технологічних змінних;
- *параметричне регулювання* – коли підтримуються необхідні параметри технологічного процесу чи апарата (Наприклад, підтримується на постійному рівні коефіцієнт теплопередачі k);
- *структурне управління*, яке передбачає визначення необхідної структури, як об'єкта, так і системи управління та можливість її реконфігурації;

При розв'язанні погано структурованих задач управління, тобто прийняття рішень в складних умовах невизначеності, застосовують різні прийоми (наприклад, експертні оцінки), а також комп'ютерні технології, серед цих технологій доцільно виділити інтелектуальні підсистеми підтримки прийняття рішень (ПППР) та експертні системи.

Для підсистеми підтримки прийняття рішень зустрічається кілька визначень:

- *Людино-машинні системи*, які дозволяють спеціалістам, що приймають рішення, використати певні дані, знання, моделі, для аналізу та розв'язання слабоструктурованих і неструктурованих задач.

- *Комп'ютерна система*, це система яка дозволяє поєднувати комп'ютерний аналіз ситуації при прийнятті рішення з власними суб'єктивними перевагами.

- *Комп'ютерна інформаційна система*, яка використовується для різних видів діяльності, при прийнятті рішень в тих ситуаціях, коли неможливо чи не бажано мати автоматичну систему, яка повністю виконує весь процес рішень.

Коли розглядається складний об'єкт, складові якого пов'язані між собою мережевими структурами, а загальна задача розв'язується спільно, тобто за рахунок узгодженої діяльності кожного етапу виробництва використовуються розподілені системи підтримки прийняття рішень (СППР), які складаються з експертних систем чи інтелектуальних пристроїв, розташованих в різних точках об'єкта.

Розподілені системи виконують такі функції[137, 138]:

1. Генерують варіанти рішень (сценарії).
2. Виконують оцінку системи та моделюють можливі наслідки пропонуємих рішень, дозволяють обрати кращий варіант та прогнозувати розвиток подій.
3. Дозволяють узгодити групові рішення.

Розподілені ПППР використовуються для доповнення існуючих систем автоматизації, розширення їх функціональних можливостей. Основними областями застосування є:

1. Використання методів декомпозиції з метою спрощення загальної задачі управління.
2. Використання сучасних мережових структур, в тому числі нейронних структур.

3. Управління складними технологічними та виробничими комплексами, які в свою чергу мають складну структуру.

4. Побудова ієрархічних систем з обміном інформацією між підсистемами одного чи різних рівнів.

5. Використання модульної побудови, це значить, що система може з часом розвиватись, тобто нарощувати функції.

Так, розподілені системи прийняття рішень дозволяють здійснювати безперервний обмін даними про певні ситуації та можливі рішення, знаходити оптимальні варіанти в штатних та нештатних ситуаціях, шляхом їх перебору чи іншими методами та моделювати можливі наслідки прийнятих рішень, щоб оцінити їх правильність чи ефективність.

ЕС – клас управлінських систем, інтелектуальних інформаційно-вимірювальних, особливістю яких є те, що вони оперують знаннями [139]. В цьому випадку ті дані, які отримуються від технологічного об'єкта, є лише основою для вироблення рішень на основі знань. ЕС як і інші інтелектуальні системи не замінюють традиційних систем управління та регулювання, а лише доповнюють їх, розширюючи функціональні можливості. Побудова ЕС використовує поведінку та знання досвідчених фахівців та експертів в різних ситуаціях, в тому числі нештатних.

Перевагами експертних систем є можливість збільшувати її функції, за рахунок відкритості системи та модульного принципу побудови. При використанні ЕС для технологічних об'єктів в конкретній ситуації як результат видається не таблиця, цифри, а чітка порада або значення сигналу управління.

Знання в ЕС подаються за допомогою: логічних, мережевих, продукційних і фреймових моделей.

Більшість дослідників, що займаються проблемами штучного інтелекту прийшли до висновку, що неточні методи є важливими при розробці ЕС, але вибір якогось певного методу є спірним питанням.

При неповному знанні, ми не можемо впевнено передбачити, який ефект дасть та чи інша дію. Саме тому, при роботі над створенням інтелектуальної системи управління залучалися фахівці з цукрової промисловості. Але крім неточного знання, невизначеність також може виникати через неточні або недостовірні дані про конкретну ситуацію. Будь-який датчик має обмеження на діапазон вимірювання, похибки і зовсім не стовідсоткову надійність. При складанні звітів можуть бути допущені помилки або в них можуть потрапити недостовірні відомості. В практиці не завжди вдається отримати вичерпні відповіді на поставлені питання, і хоча різна додаткова інформація доступна, цей підхід використовується рідко. Окрім всього іншого, існує ще і чинник часу.

Підсумовуючи сказане вище, визначимо, що експерти користуються методами які є неточними по двох головних причинах: не існує точних методів; точні методи існують, але бути застосовані на практиці не можуть через недостатність необхідного об'єму даних або неможливості їх накопичення з міркувань дороговизни, ризику або через брак часу на тримання необхідної інформації [140].

Одним з критеріїв ефективності роботи організаційної структури управління цукрового заводу у випадках надзвичайних ситуацій є дієвість, гнучкість, та динамічність, тобто структура повинна забезпечувати мінімум часу відгуку на ситуацію будь-якої складності. Ці функції можна забезпечити побудувавши систему управління на основі сценарного підходу, схема якої наведена на рис.4.2. Дані про перебіг технологічного процесу з блоку АСУТП (поточні значення параметрів) та дані з АРМ лабораторії (результати фізичко-хімічних досліджень) зберігаються в *динамічній базі даних*, яка містить інформацію про конкретні ситуації для кожного стану та критерії і фактори, які впливають на перебіг ТП. Оператор чи експерт використовуючи спеціальне програмне забезпечення через *людино-машинний інтерфейс* формують *базу знань*, яка містить фактичні знання, що відносяться до даної предметної області та відомості про існуючі невизначеності та *базу сценаріїв*.

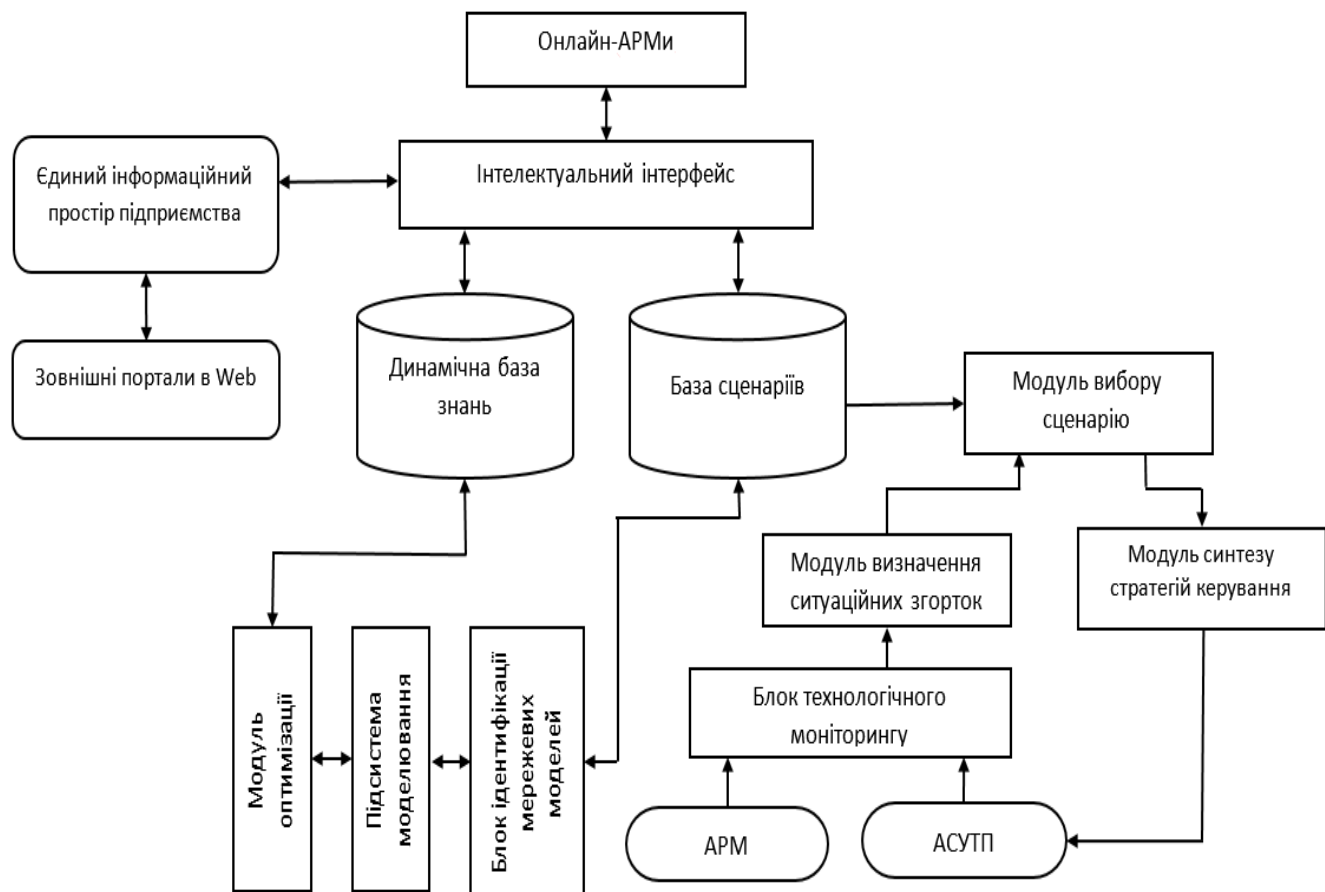


Рис 4.2. Функціональна структура системи керування.

Враховуючи дані про перебіг технологічного процесу (з динамічної бази даних) за допомогою *модуля розпізнавання ситуацій* визначається поточна ситуація на кожній ділянці ТП. Далі, в *модулі вибору критерію*, оператор обирає критерій за яким буде здійснюватись оптимізація в поточний момент часу. Згідно вибраного критерію в *модулі вибору сценарію* управління у відповідності до прописаного алгоритму вибирається оптимальний сценарій (набір ситуацій) і в якості рекомендації оператору через *модуль взаємодії* здійснюється управління технологічним процесом хлібопекарського виробництва.

Враховуючи особливості технологічних процесів була сформована база знань та база сценаріїв для кожної ділянки виробництва хліба, а також визначені режими

роботи системи автоматизованого управління (САУ), яка має наступні функціональні можливості:

- розпізнавання аварійних та режимних ситуацій;
- реєстрація режимних параметрів;
- навчання в режимі роботи САУ;
- аналіз ситуації та видача рекомендацій по прийняттю рішення по виробничих ситуаціях;
- режим корегування і заповнення бази знань та бази сценаріїв;
- режим прогнозування вирішення ситуацій в умовах невизначеності;
- режим імітаційного функціонування.

В режимі навчання системи оператор чи експерт послідовно формує масиви даних, в яких міститься інформація про технологічні параметри які характерні для певної технологічної ділянки, можливі діапазони їх зміни та ситуації, які характеризуються декількома ознаками, які найбільш впливають на перебіг ТП. Потім для кожної ситуації з врахуванням цільового критерію оптимізації формують набір можливих сценаріїв.

Відповідно до режиму роботи програма обміну даними поновлює дані про ОУ для інтелектуальної підсистеми, яка з деяким інтервалом поновлює свою базу даних в оперативній пам'яті. У випадку виникнення нехарактерних ситуацій, наприклад, перевищення величини деякої властивості вище норми, опис ситуації (параметри ситуації) можна занести в список навчання.

Разом з цим необхідно розробити рекомендації по встановленню нормального режиму роботи в даній ситуації і внести їх в базу знань.

Коли інтелектуальна підсистема працює в режимі розпізнавання та генерування рекомендацій і якщо ситуація певною мірою ідентифікована оператор має можливість обрати необхідний сценарій управління технологічним процесом на певній ділянці. ІСУ формує список рекомендацій та наводить можливий результат застосування даного сценарію управління.

Організація даних і знань, а також їх обробка заснована на об'єктно-орієнтованій технології. При використанні алгоритму розпізнавання, потужного логічного висновку і можливості навчання системи можна створити інтелектуальну підсистему управління за достатньо короткі строки та спростити роботу оператора (проектанта, інженера по знанням) уникаючи повторень в описі набору можливих ситуацій.

4.2 Імітаційне моделювання системи керування технологічними процесами виробництва цукру

Імітаційне дослідження процесу функціонування системи управління в складі САУ реального часу є фінальним етапом синтезу програмних та технічних засобів інтелектуальної підсистеми.

Для повної оцінки ефективності інтелектуальної підсистеми з врахуванням дій оперативного персоналу САУ цукрового заводу, є необхідність включити блок імітації дій виробничого персоналу до імітаційної моделі.

Центральним блоком моделі являється блок імітації процесу функціонування алгоритмів інтелектуальної підсистеми. Структурна схема підсистеми імітаційного моделювання наведена на рис. 4.3.

Підсистема імітаційного функціонування дає можливість випробувати та сконфігурувати систему перед впровадження її у виробничий процес.

Для дослідження роботи системи автоматизованого управління були побудовані імітаційні моделі в Simulink середовища Matlab.

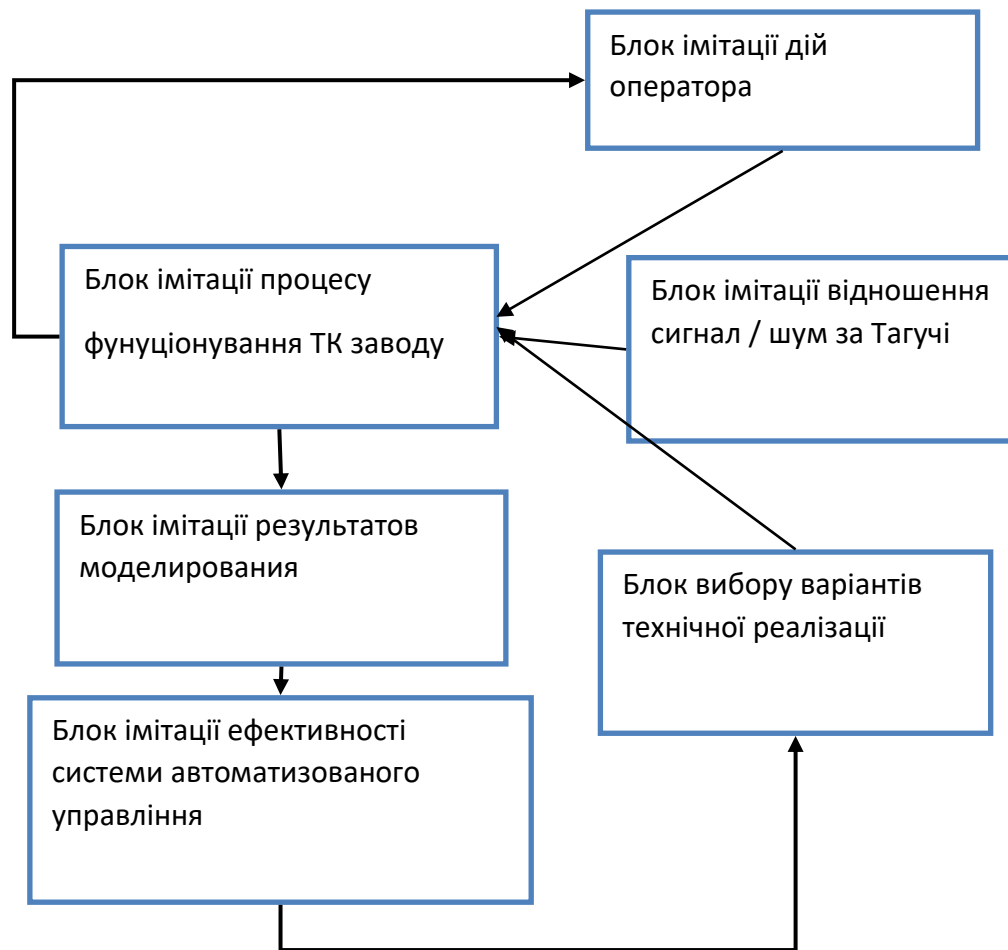


рис. 4.3. Структурна схема підсистеми імітаційного моделювання.

Структура імітаційної моделі, складається з наступних блоків: модель системи локального регулювання параметрів на основі мікропроцесора; блок представлення та інтерпретації результатів моделювання; імітатор входних дій; експертна система сценарного управління [141, 142, 143]

Узагальнена структура імітаційної моделі системи управління цукрового заводу наведена на (рис. 4.4.)

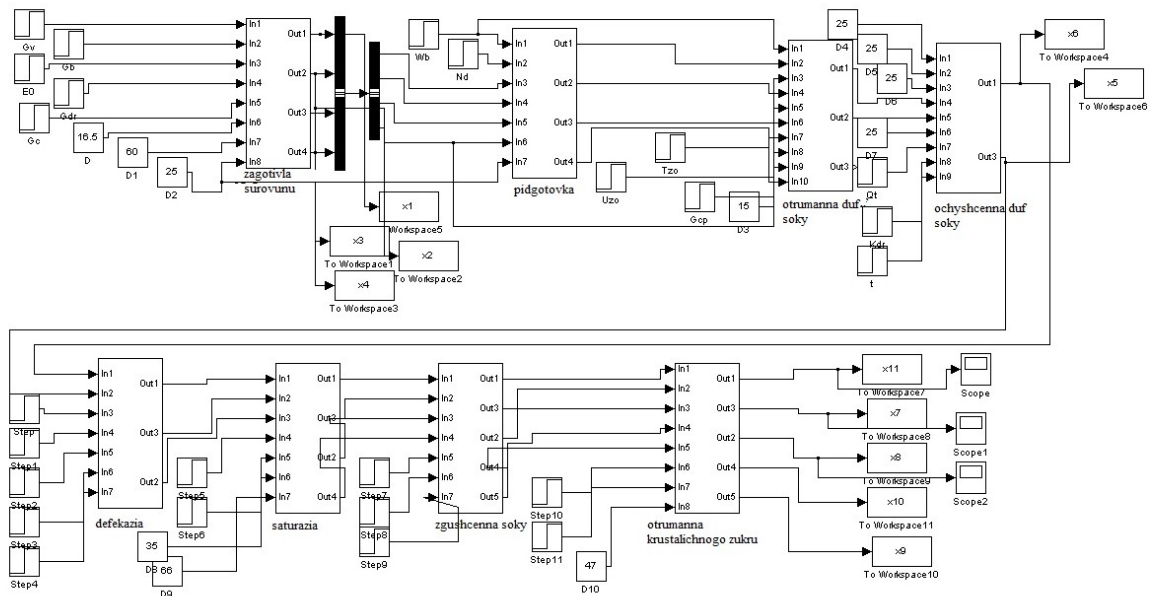
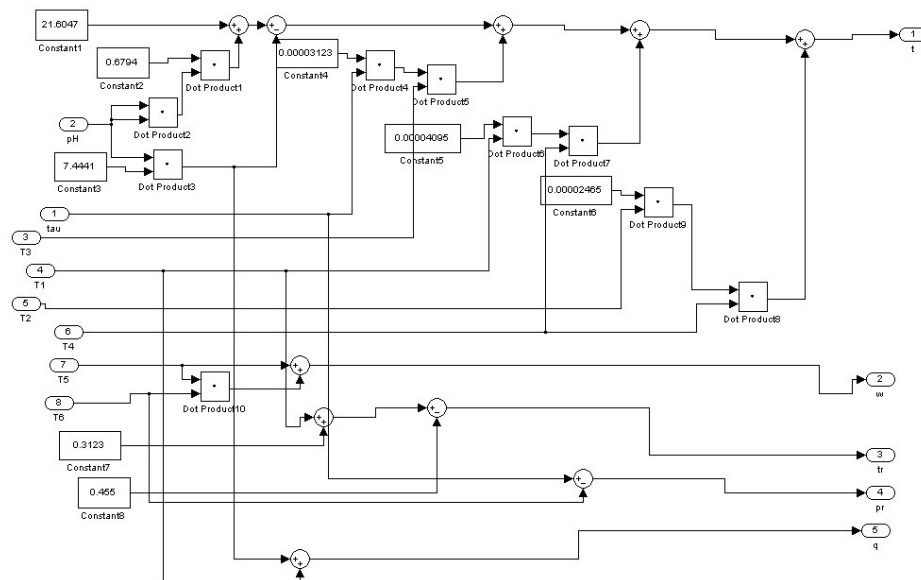


рис. 4.4. Структура імітаційної моделі цукрового заводу

Кожний з виділених фрагментів рис. 4.4 являє собою підсистему, що деталізована на рис. 4.5 – 4.7.

Для дифузійної станції імітаційна структура має вигляд



(рис.4.5.)

рис. 4.5. Імітаційна модель функціонування дифузійної станції

Для випарної станції імітаційна структура має вигляд (рис 4.6) :

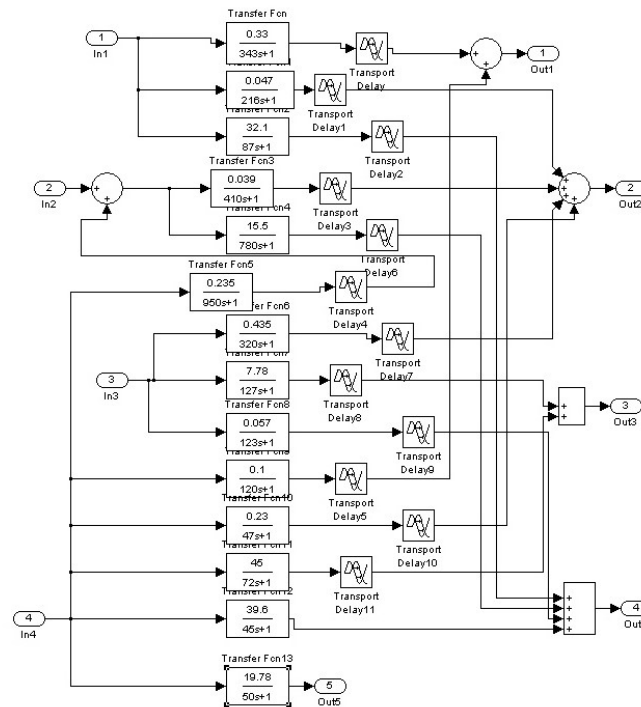


рис. 4.6. Імітаційна модель функціонування випарної станції

Для віділення кристалізації імітаційна структура має вигляд (рис 4.7) :

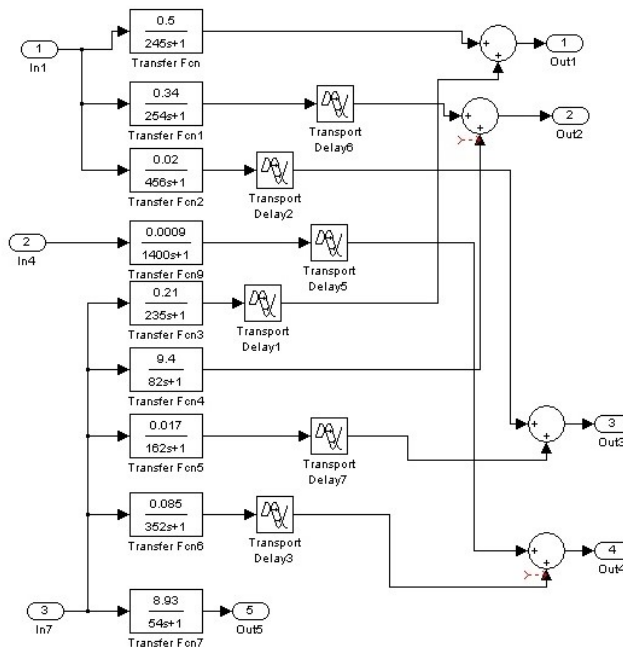


рис. 4.7. Імітаційна модель функціонування кристалізаційного відділення

Формування вхідних дій здійснювалось за допомогою робастних планів експерименту Тагучі, які дозволяють зімітувати не тільки зміну основних параметрів, а й збурень (показники якості сировини, параметри навколишнього середовища та ін.) шляхом зміни відношень сигнал – шум як «менше-краще» (*less – good*) і «більше-краще» (*more – good*)[142].

В табл.4.1 наведені результати імітаційного моделювання за різних значень сигналу-шуму в дифузійному відділенні.

Таблиця 4.1. Результат імітаційного моделювання

Співвідношення сигнал-шум, ($Eta_{less-good}$) і ($Eta_{more-good}$) Середньоквадратичне відхилення, σ	Модель традиційної системи управління			Модель побудовані з використанням сценаріїв		
	Якість, %	Втрати, %	Продуктивність, м³/год	Якість,%	Втрати, %	Продуктивність, м³/год
$Eta_{less-good} = -10 * \log_{10}(\frac{1}{n} * \sum_{i=1}^n y_i^2)$	-	0,45	-	-	0,33	-
$Eta_{more-good} = -10 * \log_{10}(\frac{1}{n} * \sum_{i=1}^n 1/y_i^2)$	86,3	-	61	87	-	63

Збільшення відношення сигнал-шум вказує на підвищення стійкості системи до дії випадкових шумів, отже доцільно використовувати сценарний підхід при управлінні технологічним комплексом цукрового заводу. На рис. 4.8. наведено гістограму зміни якості готового продукту при імітаційному моделюванні та при звичайному перебігу ТП. За орієнтовною оцінкою попередніх прогнозів роботи системи, ефект від впровадження системи з урахуванням основних критеріїв дав зниження вартості основних енергоносіїв у середньому на 5,1% Це зображено на наступному графіку.

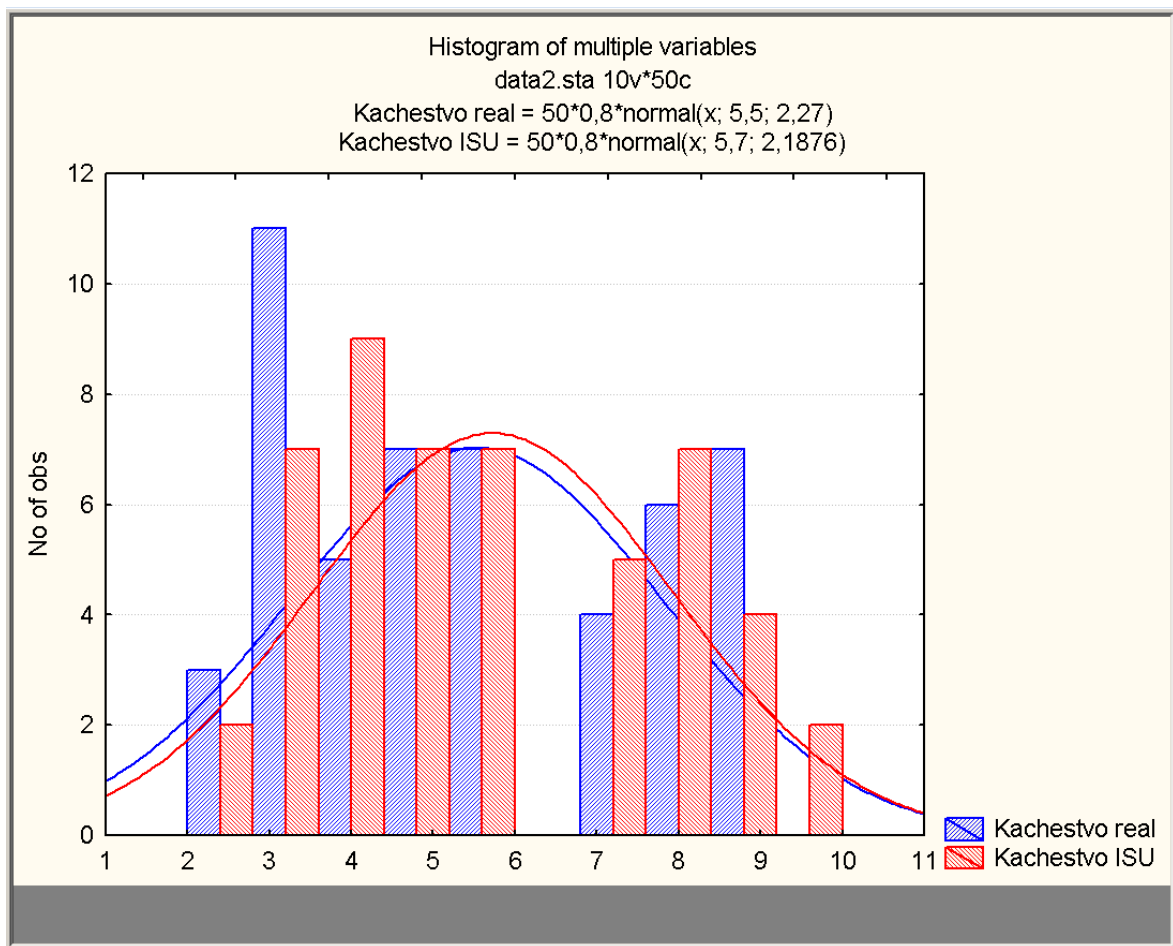


рис.4.8. Зміна якості готового продукту.

4.3. Синтез синергетичних регуляторів

Враховуючи особливості синергетичного підходу, необхідно перейти до його практичного використання, що дозволить використати ефективні методи вирішення актуальних задач оптимального керування матеріальними потоками ТК цукрового заводу. Завдання оптимального керування полягають в тому, що необхідно визначити такі методи дії на систему та параметри, які забезпечать найкращий, з точки зору критеріїв, фазовий перехід. Синергетичний принцип керування складними системами дозволяє змінювати структуру системи або переходити на інший рівень самоорганізації шляхом зміни параметрів порядку. Можливість зміни таких параметрів та межі, в яких вони можуть змінюватися, визначаються з

допомогою синергетичного регулятора. В інформаційних системах синергетичний регулятор представлений у вигляді програмних засобів [37, 56, 74,133]

Метою синергетичного підходу до керування складними технологічними об'єктами є визначення та опис областей притягування атрактора, як центрів формування дисипативних просторово-часових структур. Такий метод дозволяє оцінити поведінку складної системи з точки зору самоорганізації у випадку хаотичних впливів як зовнішніх, так і внутрішніх. Слід зауважити, що у випадку синергетичного керування складними системами особливу увагу потрібно приділити не силі дії на систему, а саме точності та характеру інформаційного керування, оскільки, саме точне інформаційне керування визначає ефективну організаційно-технічну структуру.

Існує два методи керування об'єктом на основі синергетичного підходу:

1. Керування шляхом зміни параметрів порядку. В результаті такої дії ми спостерігаємо нестійкість, порушення симетрії і границь складної нелінійної системи. Це призводить до можливих декількох сценаріїв поведінки системи після фазового переходу.

2. Керування шляхом зміни початкових умов. В результаті такої дії спостерігається можливість розвитку системи по декільком напрямкам, включаючи і хаотичну поведінку. Складність такого підходу полягає в тому, що не завжди можна змінити початкові умови. Інколи вони жорстко фіксовані.

Кожен із цих методів застосовується тоді, коли інший використати неможна. Так, наприклад, якщо є можливість із множини характеристик і параметрів системи визначити саме множину параметрів порядку і немає можливості змінювати вхідні умови, то використовується перший підхід. Якщо множина параметрів занадто велика, або визначити їх не можна через складні взаємозв'язки в середині системи, то необхідно використати другий підхід.

Отже, алгоритмом синергетичного керування можна назвати послідовність керуючих дій і оцінкою результатів в процесі функціонування, а також можливістю зміни параметрів порядку в процесі адаптації.

Якщо розглядається керування дивним атрактором, то його поведінка має хаотичний характер. При переводі системи із одної фазової траєкторії в іншу, необхідно здійснити один або декілька слабких інформаційних змін параметрів порядку. Кожен із них окремо не призводить до кардинальних змінювань системи, проте, якщо це робиться за певною схемою, то вмикається ефект «гойдалки». І досить незначні інформаційні впливи можуть змінити фазову траєкторію системи. Якщо правильно вибирати траєкторію і силу дії таких інформаційних потоків, то можна достатньо ефективно і з малими затратами енергії керувати системою в цілому [141, 143].

Отже, робимо висновки, що в основі синергетичного методу керування складними динамічними системами лежить принцип резонансного інформаційного впливу на параметри порядку, в межах якого система чутлива і зберігаються її внутрішні особливості. Резонансний вплив – це вплив не силою дії, а правильно організовані, тобто узгоджені із внутрішніми властивостями, слабо потужні дії, що приводять систему до руху у заданому напрямку.

Оцінивши поведінку системи, робимо висновки, що вона має нелінійний характер. Для дослідження таких систем і визначення оптимального керування, необхідно використати метод аналітичного конструювання агрегованих регуляторів (АКАР). Відповідно до методу АКАР необхідно визначити закони керування u_i , що забезпечують оптимальне керування основними технологічними процесами цукрового виробництва. Здійснений синтез систем синергетичного керування дифузійного, сокоочисного та випарного відділення.

Математична модель [141, 143] (4.1) описує процес екстракції цукру з бурякової стружки:

$$\begin{aligned}\frac{dF_{cm}}{d\tau} &= -a_1 \cdot F_{cm} + a_2 \cdot F_{dc} \cdot R + a_3 \cdot \frac{F_{dc}^2 \cdot B}{D \cdot T} + a_4 \cdot \frac{D \cdot B}{T} + a_5 \cdot T, \\ \frac{dF_{dc}}{d\tau} &= -a_6 \cdot \frac{F_{dc}}{T} - a_7 \cdot F_{cm} \cdot R - a_8 \cdot \frac{F_{dc} \cdot F_{cm} \cdot B}{D \cdot T} - a_9 \cdot D \cdot B \cdot R + a_{10} \cdot T, \\ \frac{dD}{d\tau} &= a_{11} \cdot \frac{F_{cm} \cdot B}{T} - a_{12} \cdot \frac{D}{T}, \\ \frac{dR}{d\tau} &= a_{13} \cdot \frac{F_{dc} \cdot B \cdot D}{T} - a_{14},\end{aligned}\quad (4.1)$$

де F_{cm} – витрата бурякової стружки, м³/год; F_{dc} – витрата дифузійного соку, м³/год; R – доброякісність, %; B – дигестія, %; D – втрати цукру з жомом, %; T – температура, °C; $a_1 - a_{14}$ – параметри моделі визначаються шляхом ідентифікації багатомірних часових рядів використовуючи середовища Vector ODE [144, 145, 146]. В таблиці 4.2 наведені значення параметрів моделі дифузійного апарата.

Таблиця 4.2. Значення параметрів моделі дифузійного апарата.

Номер ситуаційно знавчої зони	a1	a2	a3	a4	a5	a6	a7	a8	a9	a10	a11	a12	a13	a14
S1.1	0,050	1,575	0,006	28,333	0,132	1,700	0,0015	9,440	0,008	0,559	0,125	113,300	0,094	0,980
S1.2	0,055	1,738	0,007	31,166	0,146	1,870	0,0011	10,384	0,009	0,615	0,138	124,630	0,103	1,078
S1.3	0,054	1,706	0,006	30,600	0,143	1,836	0,0011	10,195	0,009	0,604	0,135	122,364	0,102	1,058
S1.4	0,055	1,722	0,007	30,883	0,144	1,853	0,0011	10,290	0,009	0,609	0,136	123,497	0,102	1,068
S2.1	0,053	1,675	0,006	30,033	0,140	1,802	0,0011	10,006	0,008	0,593	0,133	120,098	0,100	1,039
S2.2	0,054	1,691	0,006	30,316	0,142	1,819	0,0011	10,101	0,009	0,598	0,134	121,231	0,101	1,049
S2.3	0,052	1,643	0,006	29,466	0,138	1,768	0,0010	9,818	0,008	0,581	0,130	117,832	0,098	1,019
S2.4	0,053	1,659	0,006	29,750	0,139	1,785	0,0011	9,912	0,008	0,587	0,131	118,965	0,099	1,029
S2.5	0,052	1,627	0,006	29,183	0,136	1,751	0,0010	9,723	0,008	0,576	0,129	116,699	0,097	1,009
S2.6	0,057	1,785	0,007	32,016	0,150	1,921	0,0011	10,667	0,009	0,632	0,141	128,029	0,106	1,107
S2.7	0,056	1,770	0,007	31,733	0,148	1,904	0,0011	10,573	0,009	0,626	0,140	126,896	0,105	1,098
S2.8	0,057	1,801	0,007	32,300	0,151	1,938	0,0011	10,762	0,009	0,637	0,143	129,162	0,107	1,117
S2.9	0,055	1,722	0,007	30,883	0,144	1,853	0,0011	10,290	0,009	0,609	0,136	123,497	0,102	1,068
S3.1	0,054	1,691	0,006	30,316	0,142	1,819	0,0011	10,101	0,009	0,598	0,134	121,231	0,101	1,049
S3.2	0,052	1,643	0,006	29,466	0,138	1,768	0,0010	9,818	0,008	0,581	0,130	117,832	0,098	1,019

В якості керування u_1 вибираємо значення витрати бурякової стружки, F_{cm} , в якості керування u_2 вибираємо значення витрата дифузійного соку F_{dc} .

Згідно із методом АКАР закони керування [141, 143] залежать від:

$$u_1(R, B, T); u_2(R, D, T) \quad (4.2)$$

Використавши метод аналітичного конструювання регуляторів, визначені керувальні дії. Для подальшого дослідження необхідно розглянути інваріантні багатообрази [141, 143]:

$$\psi_1(R, B, T) = 0; \psi_2(R, D, T) = 0 \quad (4.3)$$

Паралельно послідовний розгляд інваріантних багатообразів дозволяє розглядати інваріанти, як атрактори із зонами протягування при застосуванні законів керування $u_1(R, B, T); u_2(R, D, T)$.

Відбувається рух системи у фазовому просторі до перетину багатообразів $\psi_1 = 0, \psi_2 = 0$. Оскільки доброякісність та температура не можуть безпосередньо впливати на керування u_1, u_2 , то необхідно забезпечити [141, 143] такий зв'язок через ψ_i :

$$\psi_1 = R + T + v(B)$$

$$\psi_2 = R + T + v(D) \quad (4.4)$$

де V - деяка функція залежності реальних технологічних параметрів.

Виходячи із залежностей (4.3) та (4.4) отримаємо:

$$R + T + v(B) = 0$$

$$R + T + v(D) = 0 \quad (4.5)$$

Зміна макрозмінних ψ_1 та ψ_2 підпорядковуються функціоналу:

$$T_i \dot{\psi}_i(\tau) + \psi_i(\tau) = 0 \quad (4.6)$$

На основі рівняння моделі та рівняння (4.6) отримаємо:

$$\begin{aligned} T_1 \left[\frac{dR}{dt} + \frac{dT}{dt} + \frac{\partial v}{\partial B} \cdot \frac{dB}{dt} \right] + R + T + v(B) &= 0 \\ T_2 \left[\frac{dR}{dt} + \frac{dT}{dt} + \frac{\partial v}{\partial D} \cdot \frac{dD}{dt} \right] + R + T + v(D) &= 0 \end{aligned} \quad (4.7)$$

Та закони взаємозв'язного керування технологічними процесами дифузійного відділення цукрового заводу [141, 143, 147, 148]:

$$\begin{aligned} u_1 = & -\frac{R+v}{T \cdot T_1} - \frac{T-B^2}{T} \cdot R \cdot F_{\partial c} - \frac{T-B^2}{T} \cdot \frac{B}{T} \cdot \frac{F_{\partial c}^2}{D} + \left(\frac{B+T}{T} - \frac{T-B^2}{T} \right) \cdot F_{\partial c} + \\ & + \left(\frac{\frac{T-B^2}{T}}{R} - \frac{\frac{T-B^2}{T}}{\frac{B}{T}} - R \cdot \frac{B}{T} \cdot \left(\frac{B}{T} \right)^2 \right) \cdot D + \frac{\frac{T-B^2}{T}}{\frac{B}{T}} \\ u_2 = & -\frac{D+v}{T \cdot T_2} - \frac{B}{T} \cdot D \cdot R \cdot \frac{T \cdot B^2}{T} \cdot \frac{B}{T} \cdot \frac{F_{\partial c} \cdot F_{\partial c}}{D} + \frac{T \cdot B^2}{T} \cdot R \cdot F_{\partial c} - \\ & - \left(B + \frac{B}{T} \right) \cdot \frac{R}{D} + \left(\frac{B^2+T^2}{T^2} - \frac{T-B^2}{T} \right) \cdot F_{\partial c} + \frac{T \cdot B^2}{T} \cdot \frac{F_{\partial c} \cdot R}{D^2} - \\ & - \left(\frac{T-B^2}{T} + \frac{T-B^2}{T} \right) \cdot \frac{F_{\partial c}}{D^2} + \frac{T \cdot B^2}{T} \cdot D \end{aligned} \quad (4.8)$$

де T_1, T_2 – параметри синергетичного регулятора.

Виконані дослідження синтезованої системи синергетичного керування дозволяють визначити оптимальні значення для параметрів T_1 і T_2 за критеріями тривалості і ресурсозатрат [141, 143] (рис. 4.9).

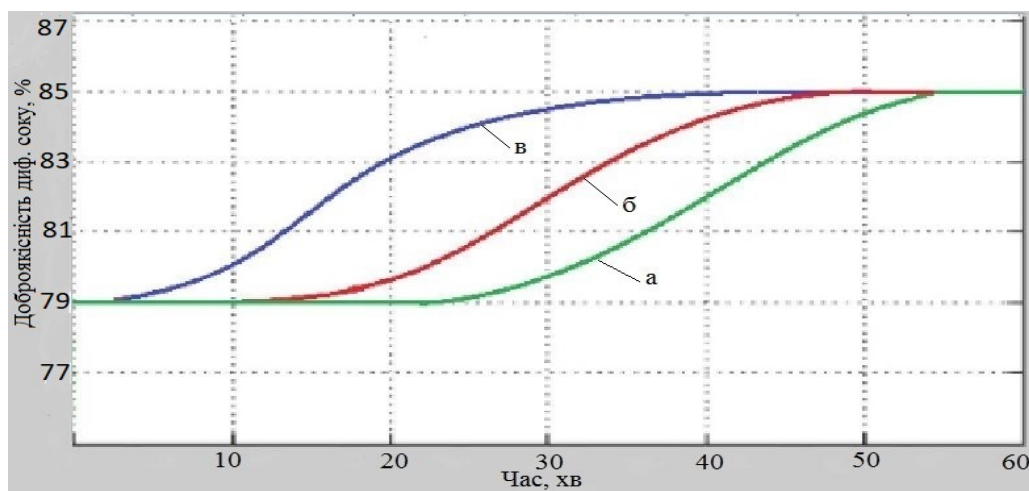


Рис. 4. 9. Регулювання доброякості дифузійного соку:

а) при $T_1=161$ с; $T_2=181$ с; б) при $T_1=81$ с; $T_2=100$ с; в) при $T_1=11$ с; $T_2=21$ с.

Параметри настройки законів керування регламентують час регулювання T_1 , T_2 . Умовою стійкості системи являються значення: $T_1 > 0$, $T_2 > 0$.

Математична модель процесу попередньої дефекації має вигляд:

$$\begin{aligned}
 \frac{dC_{CaO_БМ}}{d\tau} &= \frac{F_{CaO_БМ} \cdot C_{CaO}^{ex.}}{V} - k_1 \cdot C_{CaO} \cdot C_{c.p.} - \frac{F_{д.с.} + F_{зв.}}{V} \cdot C_{CaO}, \\
 \frac{dC_{c.p.}}{d\tau} &= \frac{F_{д.с.} \cdot C_{c.p.}^{ex.} + F_{зв.} \cdot C_{c.p.}^{зв.}}{V} - k_2 \cdot C_{c.p.} \cdot C_{CaO} - \frac{F_{д.с.} + F_{зв.} + F_{CaO_БМ}}{V} \cdot C_{c.p.}, \\
 \frac{dT_{д.с.}}{d\tau} &= \frac{F_{CaO_БМ} \cdot T_{CaO}^{ex.} + F_{д.с.} \cdot T_{д.с.}^{ex.} + F_{зв.} \cdot T_{зв.}}{V} + [k_1 \cdot F_{CaO_БМ} - k_2 (F_{д.с.} + F_{зв.})] \cdot Q - \\
 &\quad - \frac{k_T \cdot F}{\rho \cdot C_p \cdot V} \cdot (T_{д.с.}^{ex.} - T_p) - \frac{F_{CaO} + F_{д.с.} + F_{зв.}}{V} \cdot T_{д.с.} + \frac{T_{д.с.}^{ex.} - T_{д.с.}}{V} \cdot F_{CaO_БМ}, \\
 \frac{dT_p}{d\tau} &= \frac{(T_{пару} - T_p) \cdot F_{пару}}{V_p} - \frac{k_T \cdot F}{\rho_{пару} \cdot C_{p.пару} \cdot V_p} \cdot (T_p - T_{д.с.}),
 \end{aligned} \quad (4.9)$$

де: $F_{CaO_БМ}$ - витрата вапнякового молока, м³/год.; $F_{д.с.}$ - витрата дифузійного соку, м³/год.; $F_{зв.}$ - витрата соку повернення, м³/год.; $T_{д.с.}$ - температура дифузійного соку, °С; $T_{д.с.}^{ex.}$ - температура дифузійного соку на вході, °С; $T_{CaO}^{ex.}$ - температура вапняного молока на вході, °С; $T_{зв.}$ - температура соку повернення, °С; T_p - температура в

паровій рубашці, °C; C_{CaO} - концентрація вапняного молока, %; $C_{c.p.}^{ex.}$ - концентрація сухих речовин в дифузійному соку на вході, %; $C_{c.p.}$ - концентрація сухих речовин в дифузійному соку, %; $C_{c.p.}^{36.}$ - концентрація сухих речовин соку повернення, %; $C_{CaO}^{ex.}$ - концентрація вапняного молока на вході, %; $C_{p.пару}$ - теплоємність пари в рубашці, кал/г; k_T - коефіцієнт теплопередачі; F - поверхня теплопередачі, м²; $k_i = k_{i0} \cdot e^{-(E_i / (R \cdot (T_{\partial.c.} + 273.15)))}$ - константи швидкості реакцій; k_{i0} - передекспоненціальний коефіцієнт; E_i - енергія активації реакцій; R - універсальна газова стала; $Q = \Delta H / (\rho \cdot C_p)$, ΔH – тепловий ефект реакції (віднесений до швидкості по компоненті вапняного молока); C_p – теплоємність речовин в апараті та вихідних потоках, кал/г; $V_{p.}$ - об'єм парової рубашки теплообмінника, м³; V - об'єм переддефекатора, м³; $\rho_{пару}$ - густина пари, г/м³; ρ - густина дифузійного соку, г/м³. [141, 143]

Проаналізувавши рівняння (4.9) бачимо, що система нелінійна та взаємозв'язана. Виходячи з цього, щоб розв'язати задачу оптимального керування, використаємо методологію синергетичного керування, а саме метод АКАР) (аналітичного конструювання агрегованих регуляторів).

Згідно із методом АКАР необхідно [141, 143, 149, 150] синтезувати закони керування $u_1(C_{CaO_БМ}, C_{c.p.}, T_{\partial.c.})$, та $u_2(C_{CaO_БМ}, T_{\partial.c.}, T_{p.})$, які забезпечують, при стабілізації температури дефекованого соку, $T_{\partial.c.}$, оптимальне значення величини рН, $pH_{БМ}$, дефекованого соку, тобто $T_{\partial.c.} = T_{\partial.c.}^0$, $C_{c.p.} = C_{c.p.}^0$. В якості u_1 вибираємо витрату вапняного молока $F_{CaO_БМ}$, u_2 - витрата пари $F_{пару}$.

Згідно з аналітичною теорією побудови агрегатних регуляторів, ми застосуємо процес паралельної послідовності для розгляду інваріантного різноманіття, враховуючи, що система має два керуючі ефекти:

$$\psi_1(C_{CaO_БМ}, C_{c.p.}, T_{\partial.c.}) = 0, \psi_2(C_{CaO_БМ}, T_{\partial.c.}, T_{p.}) = 0 \quad (4.10)$$

Введені паралельно багатообрази відіграють важливу роль атракторів притягнення відображуючої точки замкненої системи при використанні синтезованого закону керування $u_1(C_{CaO_БМ}, C_{c.p.}, T_{\partial.c.})$, та $u_2(C_{CaO_БМ}, T_{\partial.c.}, T_p.)$. Зображаюча точка здійснює переміщення у фазовому просторі на перетин багатообразів $\psi_1 = 0, \psi_2 = 0$. Керування u_1 входить в керування u_2 підсистеми і безпосередньо впливає на величину рН дефекованого соку. Виходячи з цього, задаємо макрозмінну ψ_1 у вигляді $\psi_1 = C_{c.p.} - C_{c.p.}^0$. Оскільки витрата пари u_2 безпосередньо не впливає на температуру $T_{\partial.c.}$, то необхідно сконструювати функцію $\psi_2(C_{CaO_БМ}, T_{\partial.c.}, T_p.) = 0$, яка б зв'язувала $T_{\partial.c.}$ з фазовими координатами $C_{CaO_БМ}$ та $T_p.$.

Сконструюємо функцію зв'язку макрозмінних $C_{CaO_БМ}$ та $T_{\partial.c.}$:

$$\psi_2 = T_p. + v(C_{CaO_БМ}, T_{\partial.c.}),$$

де $v(C_{CaO_БМ}, T_{\partial.c.})$ - деяка функція залежності величини рН від температури в дефекаторі.

У випадку синтезу законів керування $u_1(C_{CaO_БМ}, C_{c.p.}, T_{\partial.c.})$, та $u_2(C_{CaO_БМ}, T_{\partial.c.}, T_p.)$, які переводять зображаючу точку в околицю перетину багатообразів:

$$C_{c.p.} - C_{c.p.}^0 = 0, T_p. + v(C_{CaO_БМ}, (T_{\partial.c.}^{ex.} - T_{\partial.c.})) = 0 \quad (4.11)$$

Зміна макрозмінних ψ_1 та ψ_2 підпорядковуються функціоналу:

$$T_i \cdot \dot{\psi}_i(\tau) + \psi_i(\tau) = 0 \quad (4.12)$$

З урахуванням (4.11) рівняння (4.12) набуде вигляду:

$$T_1 \cdot \frac{dC_{c.p.}}{d\tau} + (C_{c.p.} - C_{c.p.}^0) = 0,$$

$$T_2 \cdot \left[\frac{dT_p.}{d\tau} + \frac{\partial v}{\partial C_{CaO_БМ}} \cdot \frac{dC_{CaO_БМ}}{d\tau} + \frac{\partial v}{\partial T_{\partial.c.}} \cdot \frac{dT_{\partial.c.}}{d\tau} \right] + T_p. + v(C_{CaO_БМ}, (T_{\partial.c.}^{ex.} - T_{\partial.c.})) = 0 \quad (4.13)$$

На основі рівняння моделі (4.9) і з урахуванням (4.13) сформулюємо закони взаємозв'язаного керування технологічним процесом дефекації [143, 151]:

$$\begin{aligned}
u_1 = & \frac{(F_{\partial.c.} \cdot C_{c.p.}^{6x.} + F_{36.} \cdot C_{c.p.}^{36.} - k_2) \cdot C_{c.p.} \cdot V - (F_{\partial.c.} + F_{36.} + F_{CaO_БМ}) \cdot C_{c.p.}}{C_{c.p.}} + \\
& + \frac{V \cdot (C_{c.p.} - C_{c.p.}^0)}{C_{c.p.} \cdot T_1}, \\
u_2 = & \frac{(T_p. + v) \cdot V_{p.}}{(T_{пару} - T_p.) \cdot T_2} - \frac{\frac{k_T \cdot F}{\rho_{пару} \cdot C_{p.пару} \cdot V_{p.}} \cdot (T_p. - T_{\partial.c.}^{6x.})}{T_{пару} - T_p.} - \\
& - \frac{\partial v}{\partial C_{CaO_БМ}} \cdot \frac{(\frac{F_{CaO_БМ} \cdot C_{CaO}^{6x.}}{V} - k_1 \cdot C_{CaO} - \frac{F_{\partial.c.} + F_{36.}}{V} \cdot C_{CaO}) \cdot F_{CaO_БМ} \cdot C_{CaO_БМ}}{T_{пару} - T_p.} - \\
& - \frac{\partial v}{\partial T_{\partial.c.}} \times (\frac{F_{CaO_БМ} \cdot T_{CaO}^{6x.} + F_{\partial.c.} \cdot T_{\partial.c.}^{6x.} + F_{36.} \cdot T_{36.}}{V} + [k_1 \cdot F_{CaO_БМ} - k_2 (F_{\partial.c.} + F_{36.})] \cdot Q - \\
& - \frac{k_T \cdot F}{\rho \cdot C_p \cdot V} \cdot T_{\partial.c.} - \frac{F_{CaO_БМ} + F_{\partial.c.} + F_{36.}}{V} \cdot T_{\partial.c.} + \\
& + \frac{T_{\partial.c.} - T_{CaO}^{6x.}}{V} \cdot F_{CaO_БМ} + T_p. + T_{\partial.c.} \cdot F_{CaO_БМ}) \cdot V_{p.} / T_{пару} - T_p.
\end{aligned} \tag{4.14}$$

Використавши метод аналітичного конструювання регуляторів, визначені керувальні дії. Для подальшого дослідження необхідно розглянути інваріантні багатообрази [152, 153].

Параметри настройки законів керування регламентують час регулювання T_1 , T_2 . Умовою стійкості системи являються значення: $T_1 > 0$, $T_2 > 0$.

На рисунках представлено результати моделювання динамічної системи з синтезованими регуляторами. При моделюванні використовувались усереднені технологічні показники технологічних параметрів на обладнанні з продуктивністю 3000 т/добу. [153]

В результаті виконаних досліджень виявлено, те що система стійка до збурень, час регулювання залежить від величин T_1 , T_2 . При чому, характер перехідних процесів не змінюється при зміні часу регулювання, відповідно і не залежить від нього.

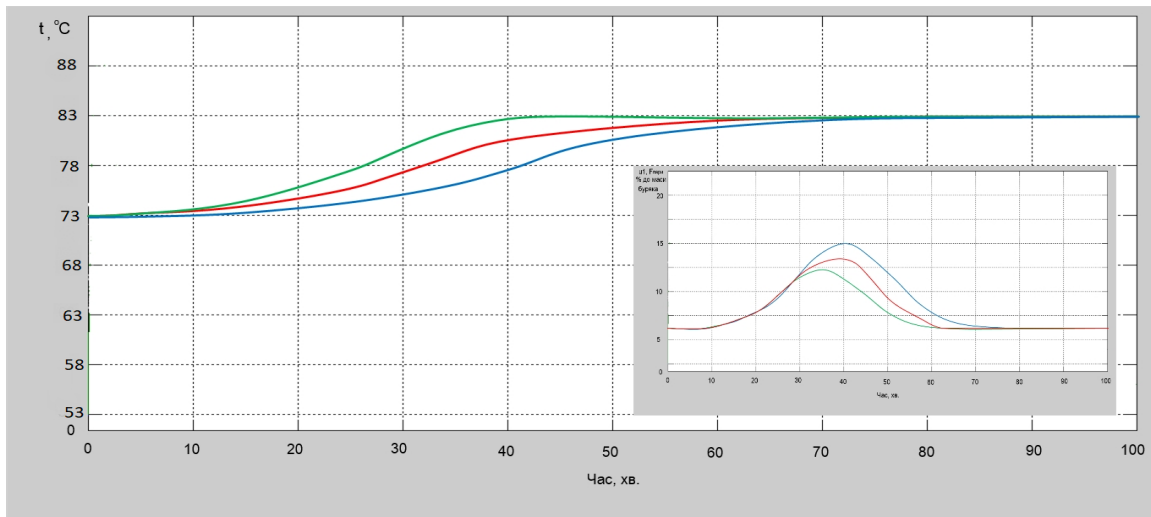


Рис. 4.10. Процес регулювання температури дифузійного соку з урахуванням збурення по величині рН ($\Delta p H_{BM} = +2$): а) при $T_1 = T_2 = 210$; б) при $T_1 = T_2 = 105$; в) при $T_1 = T_2 = 10$

На основі вищезазначеного можна синтезувати закони взаємного керування для математичної моделі сатуратора (4.7):

$$\begin{aligned} \frac{dpH_{1c.}}{\partial \tau} &= \frac{F_{\text{деф.с.}} \cdot C_{CaO}}{V} - k_3 \cdot C_{CO_2} \cdot P1_{CO_2} \cdot V, \\ \frac{dC_{CaCO_3}}{\partial \tau} &= \frac{F_{1cam.} \cdot C_{CO_2} \cdot P1_{CO_2}}{V} \cdot k_3 - \frac{F_{\text{деф.с.}} \cdot C_{CaO}}{V}, \\ \frac{dT_{\text{деф.}}}{\partial \tau} &= \frac{F_{\text{деф.с.}} \cdot T_{CO_2} + F_{\text{деф.с.}} \cdot T_{\text{деф.}}}{V} - \frac{F_{1cam.} \cdot Q}{V} \end{aligned} \quad (4.15)$$

де, C_{CO_2} - концентрація сатураційного газу, %; k_3 - коефіцієнт реакції осадження; $Q = \Delta H / (\rho \cdot C_{CO_2})$, ΔH - тепловий ефект реакції (віднесений до швидкості по компоненті концентрації сатураційного газу); V - об'єм сатуратора, м³.

Математична модель (4.16) описує процес отримання сиропу:

$$\begin{aligned} \frac{dF_{\text{деф.}}}{d\tau} &= -p_1 \cdot F_{\text{деф.}} + p_2 \cdot F_c \cdot R + p_3 \cdot \frac{F_c^2 \cdot C_{cp}}{h \cdot T} + p_4 \cdot \frac{h \cdot C_{cp}}{T} + p_5 \cdot T, \\ \frac{dF_c}{d\tau} &= -p_6 \cdot \frac{F_c}{T} - p_7 \cdot F_{\text{деф.}} \cdot R - p_8 \cdot \frac{F_c \cdot F_{\text{деф.}} \cdot C_{cp}}{h \cdot T} - p_9 \cdot h \cdot C_{cp} \cdot R + p_{10} \cdot T, \end{aligned} \quad (4.16)$$

$$\frac{dh}{d\tau} = p_{11} \cdot \frac{F_{\partial c} \cdot C_{cp}}{T} - p_{12} \cdot \frac{h}{T},$$

$$\frac{dR}{d\tau} = p_{13} \cdot \frac{F_c \cdot C_{cp} \cdot h}{T} - p_{14},$$

де $F_{\partial c}$ – витрата соку фільтрованого соку, м³/год; F_c – витрата сиропу, м³/год; R – доброякісність, %; C_{cp} – вміст сухих речовин, %; h – рівень у випарній установці, м; T – температура, °C; $p_1 - p_{14}$ – шляхом ідентифікації багатомірних часових рядів визначаються параметри моделі використавши програмне середовища Vector ODE [143,153, 154, 155]. В таблиці 4.3 наведені значення параметрів моделі випарної станції.

Таблиця 4.3. Значення параметрів моделі випарної станції.

Номер ситуаційно знавщої зони	p1	p2	p3	p4	p5	p6	p7	p8	p9	p10	p11	p12	p13	p14
S5.1	0,0800	0,0150	0,0980	2,4500	0,0612	0,1020	0,0005	0,0033	0,00010	0,0710	0,0475	12,2500	0,0408	0,9600
S5.2	0,0896	0,0168	0,1098	2,7440	0,0685	0,1142	0,0006	0,0037	0,00011	0,0795	0,0532	13,7200	0,0457	1,0752
S5.3	0,0856	0,0161	0,1049	2,6215	0,0655	0,1091	0,0005	0,0035	0,00011	0,0760	0,0508	13,1075	0,0437	1,0272
S5.4	0,0872	0,0164	0,1068	2,6705	0,0667	0,1112	0,0005	0,0036	0,00011	0,0774	0,0518	13,3525	0,0445	1,0464
S5.5	0,0848	0,0159	0,1039	2,5970	0,0649	0,1081	0,0005	0,0035	0,00011	0,0753	0,0504	12,9850	0,0432	1,0176
S5.6	0,0864	0,0162	0,1058	2,6460	0,0661	0,1102	0,0005	0,0036	0,00011	0,0767	0,0513	13,2300	0,0441	1,0368
S5.7	0,0832	0,0156	0,1019	2,5480	0,0636	0,1061	0,0005	0,0034	0,00010	0,0738	0,0494	12,7400	0,0424	0,9984

В якості керування u_1 вибираємо значення витрати бурякової стружки, $F_{\partial c}$, в якості керування u_2 вибираємо значення витрата дифузійного соку F_c .

Згідно із методом АКАР закони керування залежать від [143]:

$$u_1(R, C_{cp}, T); u_2(R, h, T) \quad (4.17)$$

Відповідно до методу аналітичного конструювання агрегованих регуляторів, визначені керувальні дії. Для подальшого дослідження необхідно розглянути інваріантні багатообрази [143]:

$$\psi_1(R, C_{cp}, T) = 0; \psi_2(R, h, T) = 0 \quad (4.18)$$

Паралельно послідовний розгляд інваріантних багатобразів дозволяє розглядати інваріанти, як атрактори із зонами протягування при застосуванні законів керування $u_1(R, C_{cp}, T); u_2(R, h, T)$.

Відбувається рух системи у фазовому просторі до перетину багатобразів $\psi_1 = 0, \psi_2 = 0$. Оскільки [143] доброякісність та температура не можуть безпосередньо впливати на керування u_1, u_2 , то необхідно забезпечити такий зв'язок через ψ_i :

$$\begin{aligned}\psi_1 &= R + T + \nu(C_{cp}) \\ \psi_2 &= R + T + \nu(h)\end{aligned}\quad (4.19)$$

де ν - деяка функція залежності реальних технологічних параметрів.

Виходячи із залежностей (4.18) та (4.19) отримаємо [143]:

$$\begin{aligned}R + T + \nu(C_{cp}) &= 0 \\ R + T + \nu(h) &= 0\end{aligned}\quad (4.20)$$

Зміна макрозмінних ψ_1 та ψ_2 підпорядковуються функціоналу:

$$T_i \dot{\psi}_i(\tau) + \psi_i(\tau) = 0 \quad (4.21)$$

На основі рівняння моделі та рівняння (4.21) отримаємо:

$$\begin{aligned}T_1 \left[\frac{dR}{dt} + \frac{dT}{dt} + \frac{\partial \nu}{\partial C_{cp}} \cdot \frac{dC_{cp}}{dt} \right] + R + T + \nu(C_{cp}) &= 0 \\ T_2 \left[\frac{dR}{dt} + \frac{dT}{dt} + \frac{\partial \nu}{\partial h} \cdot \frac{dh}{dt} \right] + R + T + \nu(h) &= 0\end{aligned}\quad (4.22)$$

Та закони взаємозв'язного керування [141, 143]: технологічними процесами дифузійного відділення цукрового заводу:

$$\begin{aligned}
u_1 = & -\frac{R+v}{T \cdot T_1} - \frac{T-C_{cp}^2}{T} \cdot R \cdot F_c - \frac{T-C_{cp}^2}{T} \cdot \frac{C_{cp}}{T} \cdot \frac{F_c^2}{h} + \left(\frac{C_{cp}+T}{T} - \frac{T-C_{cp}^2}{T} \right) \cdot F_{\partial c} + \\
& + \left(\frac{T-C_{cp}^2}{R} - \frac{T-C_{cp}^2}{\frac{C_{cp}}{T}} - R \cdot \frac{C_{cp}}{T} \cdot \left(\frac{C_{cp}}{T} \right)^2 \right) \cdot h + \frac{T-C_{cp}^2}{\frac{T}{C_{cp}}} \\
u_2 = & -\frac{h+v}{T \cdot T_2} - \frac{C_{cp}}{T} \cdot h \cdot R \cdot \frac{T \cdot C_{cp}^2}{T} \cdot \frac{C_{cp}}{T} \cdot \frac{F_{\partial c} \cdot F_c}{h} + \frac{T \cdot C_{cp}^2}{T} \cdot R \cdot F_{\partial c} - \\
& - \left(C_{cp} + \frac{C_{cp}}{T} \right) \cdot \frac{R}{h} + \left(\frac{C_{cp}^2+T^2}{T^2} \frac{T-C_{cp}^2}{T} \right) \cdot F_c + \frac{T \cdot C_{cp}^2}{T} \cdot \frac{F_c \cdot R}{h^2} - \\
& - \left(\frac{T-B^2}{T} + \frac{T-B^2}{T} \right) \cdot \frac{F_{\partial c}}{D^2} + \frac{T \cdot B^2}{T} \cdot D
\end{aligned} \tag{4.23}$$

де T_1, T_2 – параметри синергетичного регулятора.

На основі розроблених законів керування (u_1, u_2) можна сформулювати рекомендації у вигляді визначення характеру зміни часу регулювання (T_1, T_2): «збільшити», «зменшити» і т.д. Для використання цих рекомендацій у системі автоматизованого керування необхідно визначити кількісні характеристики цих рекомендацій.

4.4. Алгоритмічне та програмне забезпечення системи сценарно-синергетичного керування технологічним комплексом цукрового заводу

До однієї із найважливіших задач технологічних процесів цукрового виробництва відноситься прийняття рішення. Своєчасна реакція системи дозволяє підвищити якість кінцевого продукту і зменшити втрати на виробництві. Забезпечити досить високий рівень керованості системи можна за допомогою візуалізації технологічного процесу, а саме із використанням сучасних SCADA-систем.

Із масовим впровадженням комп'ютерної техніки у наше життя і виробництвом такі завдання стали реальними для виконання. Нові можливості для

реалізації інформаційних технологій керування продовжують створюватися і розвиватися.

Інтеграція підсистеми сценарно-синергетичного керування в інформаційну вертикаль цукрового заводу забезпечить підвищення ефективності та надійності керування, скоротить тривалість пошуку та усунення помилок на виробництві, забезпечує можливість системі незалежно від оператора приймати рішення в конкретній виробничій ситуації.

Вищенаведені особливості створеної системи автоматизації можуть бути легко адаптовані для роботи на різних заводах. Для вирішення питання впровадження на конкретний завод необхідно забезпечити виконання умов: створити умови для отримання інформації із усіх датчиків на виробництві чи відділення, отримання інформації із лабораторії та завдання на виробництво. Потрібно забезпечити спеціалізований модуль програмного забезпечення, що дозволить отриману різнопланову інформації із різних потоків автоматично заносити у базу знань. Найпростіший та найшвидший спосіб отримання такої інформації – це використання SCADA-систем [156, 157, 158].

Для створення SCADA-системи було використано мову програмування C++, на операційній системі Linux, що дозволяє розробити розподілену АСУ ТП як єдиний проект, використовувати оригінальні алгоритми обробки та отримання сигналів, використання векторної графіки, можливість графічного перегляду архівів, єдиний мережевий час. Такі інноваційні технології SCADA-системи забезпечують зручне та ефективне керування ТК та цілим заводом (рис.4.11-4.13).

Програмна реалізація системи керування створювалась за допомогою інтелектуального засобу розробки програмного забезпечення для виробничих цілей та програмного засобу математичного моделювання.

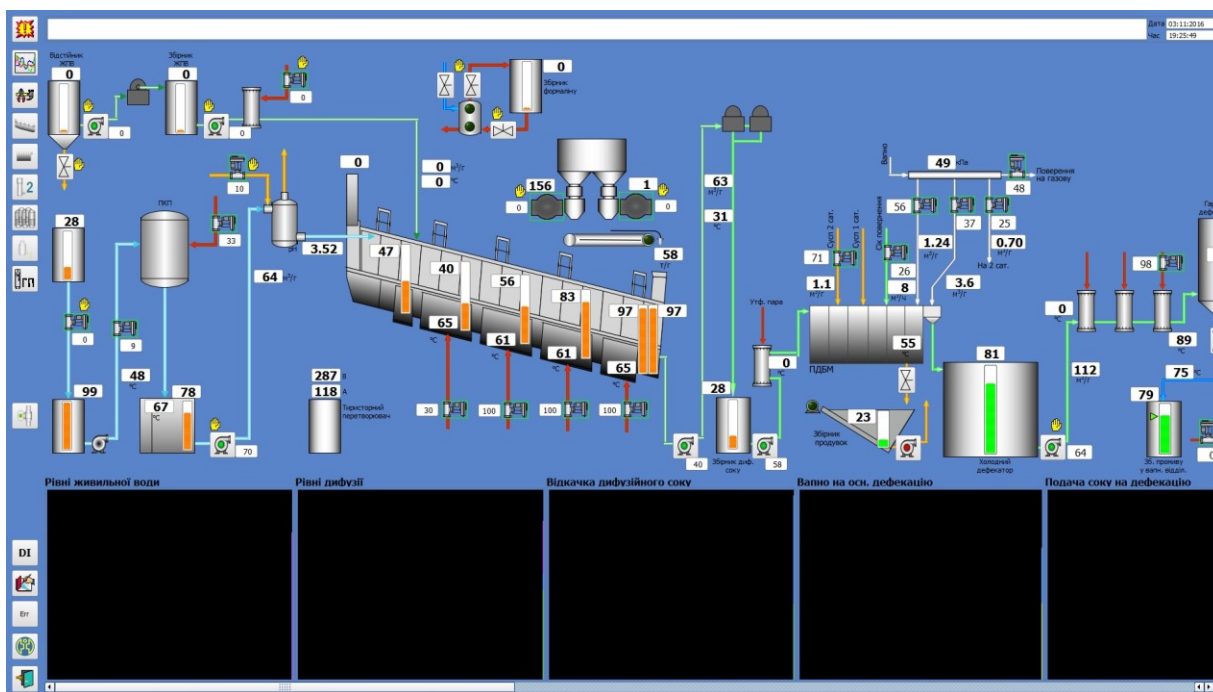


Рис. 4.11. Інтерфейс користувача дифузійного відділення

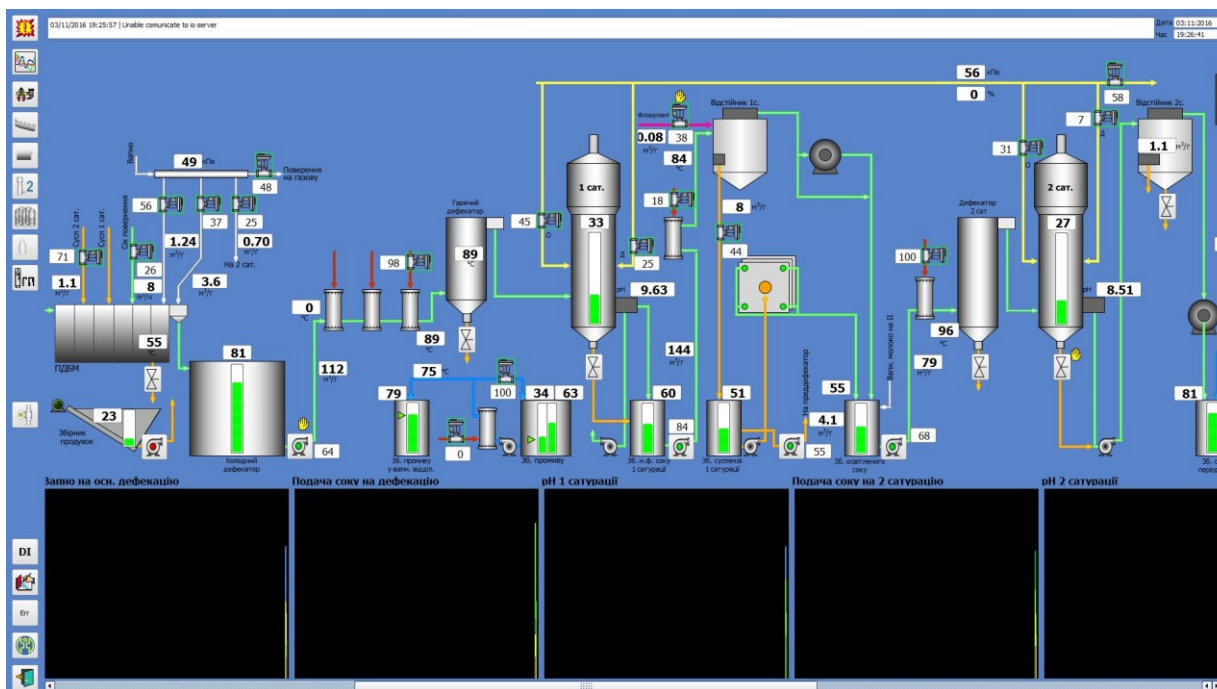


Рис. 4.12. Інтерфейс користувача дефекосатураційного відділення

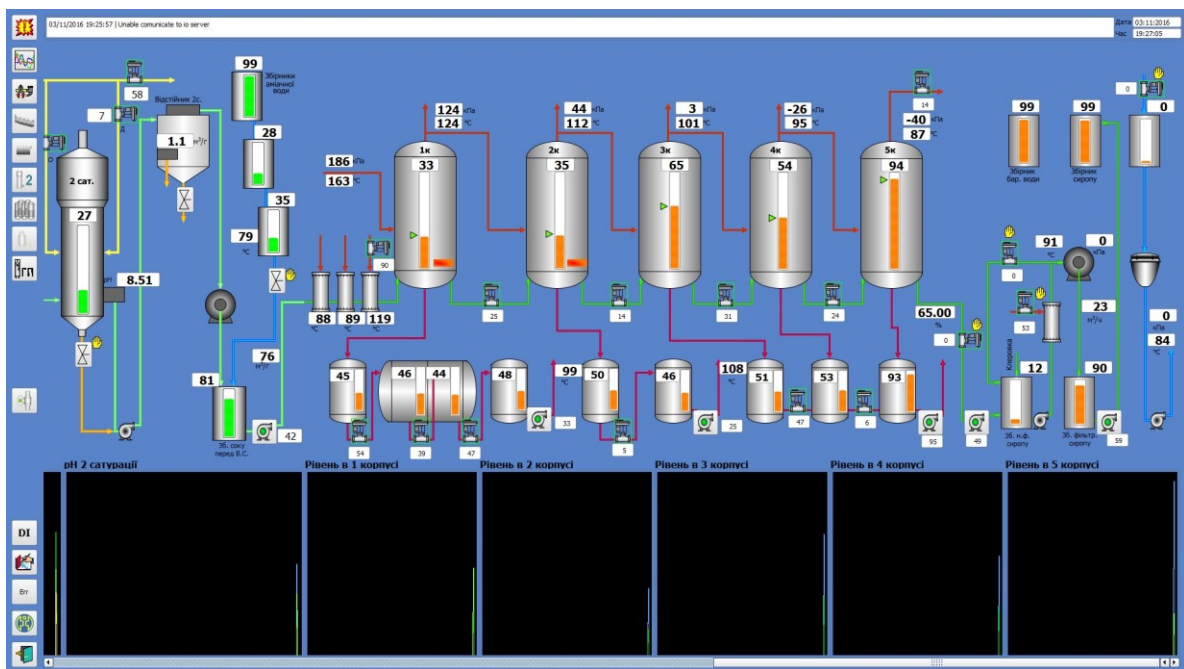


Рис. 4.13. Інтерфейс користувача випарного відділення

Зважаючи на можливість реалізації нижнього рівня системи автоматизованого керування, необхідно створити ефективне керування верхнього рівня інтелектуальної системи аналізу та моніторингу.

Із рівня АСУ ТК «Цукрового заводу», а саме нижнього рівня SCADA – системи, дані через програмні інтерфейси потрапляють до бази даних, де здійснюється її поточне архівування. Дані лабораторних аналізів надходять в систему архівування через робочі станції лабораторії, які мають форму введення даних в базу, через клієнтську SCADA.

Створена підсистеми сценарно-синергетичного керування інтегрована в інформаційну вертикаль ТК цукрового заводу (рис. 4.14).

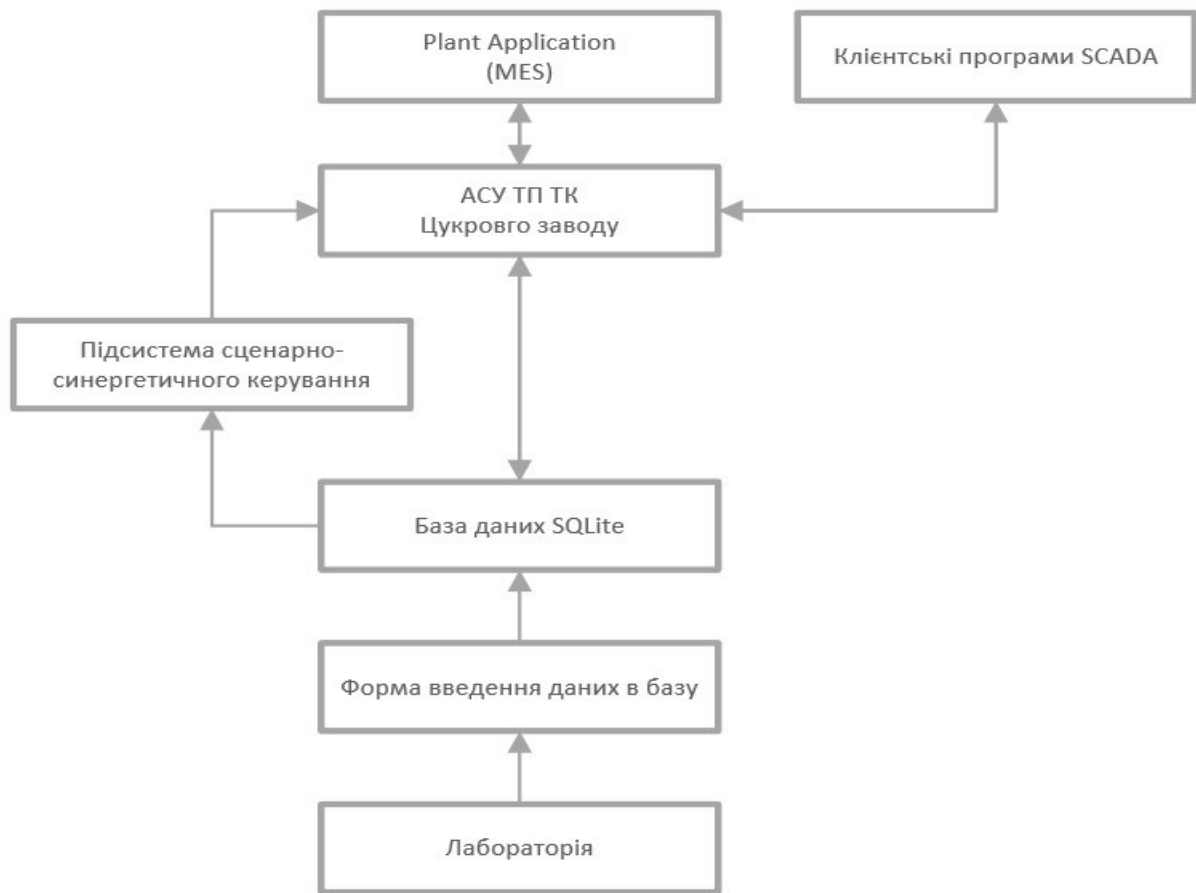


Рис. 4.14. Інтеграція підсистеми сценарно-синергетичного керування в інформаційну вертикаль цукрового заводу

Опрацьована інформація надходить на рівень SCADA – системи. Така інформаційна структура може успішно бути реалізована в рамках сучасної концепції мережевоцентричного керування та використання інноваційних технологій.

Аналіз функціонування та ефективності використання системи сценарно-синергетичного керування матеріальними потоками виробництва цукру

Для перевірки ефективності сценарно-синергетичного підходу до керування матеріальними потоками ТК цукрового заводу було використано імітаційну модель, побудовану в пакеті Simulink середовища Matlab.

Аналіз функціонування розробленої системи керування можна здійснити за комплексним показником якості готового продукту, а також за критеріями якості

для будь-якого виду діяльності підприємства. Щоб виконати кількісну оцінку параметрів якості, яка необхідна для об'єктивного вибору та прийняття рішення використовуються актуальні інструменти визначення якості. Для контролю якості технологічного процесу можна використати статистичні методи, але більшість методів математичної статистики є складними для сприйняття та широкого застосування всіма учасниками процесу керування. Виділено сім методів чи інструментів контролю якості: діаграма розсіювання, контрольний листок, гістограма, стратифікація(розшарування), діаграма Парето, стратифікація(розшарування), контрольна карта. Основним призначенням даних методів є контроль перебігу технологічного процесу та надання особі що приймає рішення фактів для корегування та покращення процесу.

Розглянемо більш детально можливість застосування окремих методів. Для визначення виду та сили зв'язку між парами відповідних змінних використовується *діаграма розсіювання* (поле кореляції), на якій в якості змінних може виступати характеристика якості та фактор який впливає на неї, дві різні характеристики якості, скупінсть двох факторів, що чинять вплив на одну й ту ж характеристику якості. За допомогою даної діаграми можна виявити причинно-наслідкові зв'язки між показниками якості продукції та факторами. Інший тип діаграми, а саме, *діаграма Парето* дає можливість розділити зусилля для вирішення різноманітних проблем, що виникають (брак продукції, несправності в роботі обладнання, збільшення тривалості виробничого циклу) та виявити важливі причини, з яких потрібно починати діяти для усунення цих проблем. Існує два види діаграм Парето:

- за результатами діяльності – слугує для виявлення головних проблем та відображає такі негативні наслідки діяльності: якість (дефекти, відмови, ремонт), собівартість (обсяг втрат, витрат), терміни поставки (помилки в звітах), безпека (нещасні випадки, трагічні помилки, аварії);
- за причинами – відображає причини проблем, що виникають під час виробництва та використовується для виявлення головної з них: виконавець

роботи (зміна, бригада, вік, досвід роботи, кваліфікація, особисті характеристики), обладнання (дільниці, апарати, інструменти), сировина (виробник, вид сировини, постачальник, партія), метод роботи (умови виробництва, послідовність операцій), вимірювання (точність, стабільність, тип засобу вимірювання).

За допомогою модуля *STATISTICA* Quality Control Charts можна здійснювати контроль якості технологічного процесу як за неперервними показниками, так і за альтернативними (кількість неякісного продукту). Коли значення даних показників виходить за допустимий діапазон зміни – вважається, що технологічний процес некерований [157].

Виконані виробничі випробовування вищенаведених технічних рішень на ВАТ Кашперівський цукровий завод, показали покращення якісної складової продукту, підвищення продуктивності виробництва на 1,9 %, витрати енергоресурсів зменшилися на 3,6 %, та зменшення на 0,08 % втрат цукру.

Висновки до розділу 4

1. Було проаналізовано системи керування використовуючи підхід АКАР, спираючись на теорію синергічного керування. Інваріантні різноманіття, також відомі як атрактори, були використані для поєднання законів синергічного управління для оптимального узгодження природних властивостей процесу виробництва цукру з цілями управління. Через лінгвістичне наближення сформульовано закони синергетичного керування.

2. Імітаційне моделювання та виробничі випробування запропонованого технічного рішення свідчать про покращення якісної складової продукту, підвищення продуктивності виробництва на 1,9 %, витрати енергоресурсів зменшилися на 3,6 %, та зменшення на 0,08 % втрат цукру.

3. Система сценарно-синергетичного керування матеріальними потоками ТК цукрового заводу інтегрована в інформаційну вертикаль ТК цукрового заводу.

4. Розроблено алгоритми та програмний продукт який передано до впровадження на ВАТ Кашперівський цукровий завод.

ВИСНОВКИ

У дисертаційній роботі пропонується новий підхід до удосконалення систем автоматизованого керування технологічним комплексом цукрового заводу. Даний підхід полягає в реалізації ресурсоощадних робочих алгоритмів багатокритеріального керування згідно принципів та методами сценарного підходу та нелінійної динаміки.

1. Вперше на основі факторно-цільового та ситуаційного аналізу розроблені сценарії керування технологічним комплексом цукрового заводу, що дозволить реалізувати у певних ситуаційно-значущих зонах технологічних параметрів ресурсоощадне керування.

2. Вперше розроблені алгоритми багатокритеріального керування ТК цукрового заводу в умовах невизначеності та конфліктності, що дозволили забезпечити відмінні кондиції продукції, підвищення продуктивності виробництва та економію ресурсів.

3. Отримали подальший розвиток методи та алгоритми прогнозування розвитку об'єкта управління на основі вейвлет-аналізу та принципів нелінійної динаміки.

4. Одержали подальший розвиток методи аналізу технологічних процесів виробництва цукру, як складної організаційно-технічної системи з точки зору нелінійної динаміки, що дозволило встановити явища самоорганізації, виявити в просторі параметрів порядку наявність інваріантних багатообразів-атракторів;

5. Удосконалена методологія побудови синергетичних регуляторів на основі поточної ідентифікації значень параметрів порядку об'єкта та забезпечення оптимальної траєкторії в атракторах.

6. Удосконалена структура автоматизованої системи керування технологічним комплексом за рахунок введення сценарно-синергетичного керування з використанням новітніх інформаційно-управляючих платформ.

7. Одержали подальший розвиток математичні моделі ТК цукрового заводу у відповідності з особливостями прояву атрактивної поведінки об'єкта;

8. Імітаційне моделювання та проведені випробування запропонованих технічних рішень свідчать про покращення якісної складової продукту, підвищення продуктивності виробництва на 1,9 %, зменшення витрати енергоресурсів на 3,6 %, та зменшення на 0,08 % втрат цукру.

9. Розроблене алгоритмічне та програмне забезпечення передано до впровадження на ВАТ Кашперівський цукровий завод. Також матеріали використовується у навчальному процесі в Національному університеті харчових технологій. Довідка додається.

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Жердєв, М. К., Вишнівський В. В., Памуха І. В., Скуйбіда О. Ю. Напрями розвитку систем контролю технічного стану і діагностування складних технічних систем. Збірник наукових праць Військового інституту Київського національного університету імені Тараса Шевченка. Київ, 2006 - №3, ст.22-25.
2. Системний аналіз складних систем управління / А.П. Ладанюк, Я. В. Смітюх, Л. О. Власенко та ін. Київ: НУХТ, 2013. 274 с.
3. Автоматизація технологічних процесів і виробництв харчової промисловості / Ладанюк А. П., Трегуб В. Г., Ельперін І. В., Цюцюра В. Д. Київ: Аграрна освіта, 2001. 224 с.
4. Технологія цукру: підручник у 3-х т. Т. 1: Вирощування та зберігання цукрових буряків. Видобування сахарози / А. А. Ліпець, В. М. Логвін, А. І. Українець, М. П. Купчик. Київ: ДП «Експрес-об'ява», 2015. 288 с.
5. Хоменко Т. Сучасні схеми та обладнання для переробки цукрових буряків. Транспортування, очищення, отримання стружки і дифузійного соку: [навч. посіб.]. Київ: Сталь; 2006. 240.
6. Власенко Л. Автоматизоване управління підсистемами технологічного комплексу цукрового заводу з використанням методів діагностики і прогнозування [дисертація]. Київ; НУХТ; 2010. 234 с.
7. Заєць, Н. А. Автоматизоване управління колонною дифузійною установкою з використанням принципів координації та адаптації : автореф. дис. канд. техн. наук : 05.13.07 / НУХТ. Київ, 2008. 18 с.
8. Lajos R. A few thoughts on automation in sugar manufacturing. International Sugar Journal. 2003; 105(1252): 1-14.

9. Henao Toro S, Gómez-Narváez F, Contreras-Calderón J, Ariseto A. Acrylamide in sugar products. *Current Opinion in Food Science*. 2022 Jun; 45: 35-41.
10. Garcia Gonzalez M, Björnsson L. Life cycle assessment of the production of beet sugar and its by-products. *Journal of Cleaner Production*. 2022 Apr; 346: 134–137.
11. Lavarack B, Hodgson J, Venning J. (2004), Improving the energy efficiency of sugar factories: Case study for Pioneer Mill. *International Sugar Journal*. 2004; 106(1266): 337-342.
12. Grabowski M, Klemeš J, Urbaniec K, Vaccari G, Zhu X. Minimum energy consumption in sugar production by cooling crystallisation of concentrated raw juice. *Applied Thermal Engineering*. 2001; 21(13–14): 1319–1329
13. Рева Л. П. Фізико-хімічні основи технологічних процесів очищення дифузійного соку у виробництві цукру: Монографія. Київ: НУХТ, 2012. 371 с.
14. Технологія цукру: підручник у 3-х т. Т. 2: Очищення дифузійного соку / А. А. Ліпєц, В. М. Логвін, А. І. Українець, М. П. Купчик. Київ: ДП «Експрес-об'ява», 2015. 272 с.
15. Наталич, О. М. Автоматизація технологічних процесів сокоочистки в цукровому виробництві : автореф. дис. канд. техн. наук : 05.13.07 / Наталич О. М. ; Нац. ун-т харч. технологій. Київ, 2004. - 24 с
16. Загальні технології харчових виробництв: підручник / В. А. Домарецький, П. Л. Шиян, М. М. Калакура, Л. Ф. Романенко, Л. М. Хомічак, О. О. Василенко, І. В. Мельник, Л. М. Мельник. Київ: Університет «Україна», 2010. 814 с.
17. Khomichak L. Peredovi tekhnologiyi virobnicztva czukru. Kharchova i pererobna promislovist: Shhomisyachnij naukovo–virobnichij zhurnal Derzhpromu, Nacz. Universitetu kharchovikh tekhnologij ta TOV "Ukragropak". 2007; 4: 20–23.

18. Технологія цукру: підручник у 3-х т. Т. 3: Кристалізація / А. А. Ліпєц, В. М. Логвін, А. І. Українець, М. П. Купчик. Київ: ДП «Експрес-об'ява», 2015. 208 с.
19. Cyklis P. Selected issues of the multistage evaporator thermodynamics. Technical transactions. 2015; 1: 4-10.
20. Cyklis P. Effect of fouling on falling film evaporator performance in industrial conditions of fruit juice concentrate production. Journal of Food Engineering. 2022 Mar; 317: 110.
21. Patan K, Parisini T. Identification of neural dynamic models for fault detection and isolation: the case of a real sugar evaporation process. Journal of Process Control. 2005; 15(1): 67–79.
22. Ladanyuk A. P., Kyshenko V. D., Shkolna O. V., Sych M. A. Developing an defining algorithm of the evaporator state using neural networks. Eastern-European Journal of Enterprise Technologies. 2016. Vol. 4, № 3(83). P. 54-62.
23. Zong, Y. Multi-scale recurrence plot analysis of inclined oil–water two phase flow structure based on conductance fluctuation signals / Y. B. Zong, N. D. Jin // European Physical Journal –Special Topics. 2008. N. 164 (1). P. 165–177.
24. Школьна О, Кишенько В, Ладанюк А. Прогнозування динаміки споживання вторинної пари з випарної установки. Вісник Національного технічного університету «ХПІ». 2016; №50: 127-132.
25. Syfert M, Rzepiejewski P, Wnuk P, Kościelny J. Current diagnostics of the evaporation station. IFAC Proceedings Volumes. 2005; 38(1): 365–370.
26. Об'єкти автоматизації в галузі [Електронний ресурс] : курс лекцій для студ. напр. 6.050202 "Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології" денної та заочної форм навчання. Частина 1. / уклад. І. В. Ельперін. - К. : НУХТ, 2013. – 136 с.

27. Зігунов, О. М., Кишенько В.Д. Технологічний моніторинг при сценарному керуванні виробничими процесами. Вісник НТУ "ХПІ". Харків: НТУ "ХПІ". 2012. № 44. С. 25-36.
28. Однорівневі системи автоматизації цукрового виробництва [Електронний ресурс] // Цукор. - 2008. - №11 - 3 52 - 53. - Режим доступу до <https://violity.com/ua/112125775-zhurnal-cukrovik-1925-g-11>
29. Бойко Р, Загоровська Л. Система управління технологічним комплексом цукрового заводу з використанням комбінованого критерію ефективності. Вост.-Европ. журн. передовых технологий. 2011; 6/9: 58-60.
30. Rabarimanantsoa, H. Recurrence plots and Shannon entropy for a dynamical analysis of asynchronisms in noninvasive mechanical ventilation [Text] / H. Rabarimanantsoa, L. Achour, C. Letellier, A. Cuvelier, J.-F. Muir // Chaos. 2007. –N. 17. –P. 131.
31. Wolf A., Swift J.B., Swinney H.L., Vastano J.A. Determining Lyapunov exponents from a time series // Physica D: Nonlinear Phenomena. 1985. Vol. 16, no. 3. P. 285-317. DOI: 10.1016/0167-2789(85)90011-9
32. Goncharenko, B. M. Synthesis systems robust control nonlinear object with delay / B. M. Goncharenko, M. A. Sych // CEFood congress : 8th Central European Congress on Food, 23–26 May 2016 : Book of abstracts. - Kyiv, Ukraine, 2016. - P. 193.
33. Kyshenko, V. D. Non-linear recurrent analysis of the behavior of a complex technological object / V. D. Kyshenko, A. P. Ladanyuk, M. A. Sych, O. V. Shkolna // Eastern-European Journal of Enterprise Technologies. – 2016. – Vol. 4, № 2(82). – P. 59-65.
34. Ding, H. A New Heart Rate Variability Analysis Method by Means of Quantifying the Variation of Nonlinear Dynamic Patterns [Text] / H. Ding, S. Crozier, S. Wilson // IEEE Transactions on Biomedical Engineering. 2007. –N. 54 (2). –P. 150–157.

35. Freeman R.A., Kokotovic P. V. Robust Control of Nonlinear Systems. [Текст] / R.A. Freeman, P. V. Kokotovic. – Boston: Birkhauser, – 1996. – 258 p.
36. Сідлецький В, Ельперін І. Система автоматизації управління процесом сокодобування з підсистемою підтримки прийняття рішень. Інтелектуальні системи прийняття рішень та інформаційні технології: Міжнародна наук.-тех. конф.; 2004 травень 19 – 21; Чернівці; 2004; 21-22.
37. Кишенько, В. Д., Сич М. А. Синергетичне керування технологічним комплексом цукрового заводу. Цукор України. - 2017. - №1 (133). – С. 32-36.
38. Школьна О. Автоматизована система випереджувального багатокритеріального управління випарною установкою цукрового заводу [дисертація]. Київ: Національний університет харчових технологій; 2017. 190 с.
39. Ладанюк А, Трегуб В, Ельперін І, Цюцюра В. Автоматизація технологічних процесів і виробництв харчової промисловості: Підручник. Київ: Аграрна освіта; 2001. 224
40. Зігунов, О. М., Зігунов О. М. Фрактальний аналіз задачі прогнозування тенденції розвитку процесу екстрагування цукру Наукові нотатки. – Луцьк: ЛНТУ, 2010 - С.116-122
41. Кишенько, В. Д., Сич М. А. Інтелектуальний аналіз в задачах прогнозування тенденцій розвитку технологічного комплексу цукрового заводу. Цукор України. - 2016. - №6-7 (126-127). – С. 36-40.
42. Власенко, Л. О. Автоматизоване управління підсистемами технологічного комплексу цукрового заводу з використанням методів діагностики і прогнозування : автореф. дис. канд. техн. наук : 05.13.07 / НУХТ. - К., 2010. - 19 с.
43. Кишенько В. Д., Смітюх Я.В., Місюра М. Д. Інтелектуальне управління технологічними комплексами на основі сценарного підходу. Тези доповідей

учасників Міжнародної науково – практичної конференції “Інтелектуальні системи прийняття рішень та інформаційні технології”, м. Чернівці, 2004р. С. 19-20.

44. Стрижак П.Є. Детермінований хаос в хімії. Київ: Академперіодика, 2002. 286 с.

45. HURST, H. E., The Long–Term Storage Capacity of Reservoirs. H. E. HURST, Transactions of the American Society of Civil Engineers, 1952.

46. Ситник, В. Ф. Системи підтримки прийняття рішень: навч. посіб. В. Ф. Ситник. — К.: КНЕУ, 2004. — 614 с

47. Власенко Л. Використання математичної моделі випарної установки при сценарно-цільовому управлінні комплексом цукрового заводу. Матеріали XVIII междунар. конф. з автом. управл. 2011. 77.

48. Іващук, В. В. Автоматизоване управління складними технологічними об'єктами та комплексами харчової промисловості з використанням методів оперативної ідентифікації : автореф. дис. ... канд. техн. наук : 05.13.07 / НУХТ. - К., 2006. - 20 с.(Сокооч)

49. Заїка, В. І. Автоматизоване управління відділенням дефекосатурації цукрового заводу на основі принципів нелінійної динаміки заводу : автореф. дис. канд. техн. наук : 05.13.07 / Київ, 2013. 20 с.

50. PETERS, E.E., Chaos and order in the capital markets/ E.E. PETERS, New York: John Wiley & Sons, Inc., 1996. 274 s. ISBN 0–471–13938–6.

51. Сич М. А., Кишенько В. Д.. Аналіз часових рядів технологічного комплексу цукрового заводу з використанням методів хаотичної динаміки. Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті : 82 Міжнародна наукова конференція молодих учених, аспірантів і студентів, 13–14 квітня 2016 р. К.: НУХТ, 2016. Ч. 2. С. 295.

52. Farmer J.D. Predicting chaotic time series [Text] / J.D. Farmer, J.J. Sidorowich // Phys.Rev.Lett. – 1987. – Vol. 59. – 845 – 848 p.p.
53. Ladanyuk A.P., Smityukh Y.V., Vlasenko L.O. (2013), System analysis of complex control systems, NUHT, Kyiv.
54. Addison P. S. (2002), Illustrated wavelet transform handbook. Introductory Theory and Applications in Science, Engineering, Medicine and Finance, Institute of Physics Publishing, Bristol.
55. Ладанюк А, Архангельська К, Власенко Л. Теорія автоматичного керування технологічними об'єктами: Навчальний посібник. Київ: НУХТ; 2014. 274.
56. Ладанюк А, Кишенько В, Луцька Н, Іващук В. Методи сучасної теорії управління. Київ: НУХТ; 2010. 190.
57. Wang Y, Wu X, Wu P, Zhao J, Yang X, Owens G, et al. Enhancing solar steam generation using a highly thermally conductive evaporator support. Science Bulletin. 2021 Sep; 575.
58. Lavarack B, Hodgson J, Venning J. (2004), Improving the energy efficiency of sugar factories: Case study for Pioneer Mill. International Sugar Journal. 2004; 106(1266): 337-342.
59. Mudrak P. Price factors on a sugar market in a context of food security providing. Naukovi pratsi Poltavskoyi derzhavnoyi akademiyi. 2011; 2:160–167.
60. Томашевський В.М., Жданова О.Г., Жолдакова О.О. Вирішення практичних завдань методами комп'ютерного моделювання / Навч. посіб-ник. Київ: Корнійчук, 2001. 267 с.
61. Hyndman R, Khandakar Y. Automatic Time Series Forecasting. The forecast Package for R. Journal of Statistical Software. 2008; 27(3):1–22.
62. Hyndman R, Koehler Anne B, Ord J, Snyder R. (2006), Forecasting with Exponential Smoothing: the state space approach. Springer-Verlag Berlin Heidelberg. 2006; 1(1):17–18.

63. Кишенько В.Д., Крищенко Д.О., Ромащук О.М., Горпинченко А.С. Оцінка характерних проявів поведінки складних технологічних об'єктів. Вчені записки ТНУ імені В.І. Вернадського. Серія: Технічні науки, Том 34 (73) № 1 2023 – С. 95-100.
64. Patan K, Parisini T. Identification of neural dynamic models for fault detection and isolation: the case of a real sugar evaporation process. *Journal of Process Control*. 2005; 15(1): 67–79.
65. Polupan V, Sidletskyi V. Genetic algorithm usage for optimization of saturator operation. *Ukrainian food journal*. 2018; 7(4): 754–762.
66. Grabowski M, Klemeš J, Urbaniec K, Vaccari G, Zhu X. Minimum energy consumption in sugar production by cooling crystallisation of concentrated raw juice. *Applied Thermal Engineering*. 2001; 21(13–14): 1319–1329
67. Carrubba, S. Evidence of a nonlinear human magnetic sense / C. Frilot, A. Chesson, A. Marino. *Neuroscience*. 2007. –N. 144(1). –P. 356–367.
68. Eckmann, J. Recurrence Plots of Dynamical Systems / S. Kamphorst, D. Ruelle. *Europhysics Letters*. 2009. N. 5. P. 973 977.
69. Abdallah, S. Using duration models to reduce fragmentation in audio segmentation [Text] / S. Abdallah, M. Sandler, C. Rhodes, M. Casey // *Machine Learning*. 2009. –N. 65 (2–3). –P. 485–515.
70. Hyndman R, Khandakar Y. Automatic Time Series Forecasting. The forecast Package for R. *Journal of Statistical Software*. 2008; 27(3):1–22.
71. Antoniou A., Vorlow C. Recurrence plots and financial time series analysis. *Neural Network World*. 2000. N. 10(1/2). P. 131–145.
72. Kantellhardt J.W. Multifractal detrended fluctuation analysis of nonstationary time series [Text] / J.W. Kantellhardt, S.A. Zschiegner, E. Koscielny-Bunde, S. Halvin, A. Bunde. *Physica A*. – 2002. – Vol. 316. – 87 – 114 p.p.

73. Song Y. Forecasting enrollments with fuzzy time series Part I./ Song Q., Chissom B. Fuzzy Sets and Systems. 1993. №54. P. 1-9.

74. Кишенько В.Д., Ромащук О.М., Горпинченко А.С. Системний, синергетичний та ситуаційний підходи при розв'язанні задач керування технологічними комплексами. «Сучасні методи, інформаційне, програмне та технічне забезпечення систем керування організаційнотехнічними та технологічними комплексами»: IX Міжнародна науково-технічна Internet-конференція 20 листопада 2022 р. Київ: НУХТ, 2022. С. 162.

75. Ромащук О.М. Кишенько В.Д. Аналіз поведінки технологічного комплексу цукрового заводу методами нелінійної динаміки. Наукові здобутки молоді – вирішення проблеми харчування людства у XXI столітті: 86 Міжнародна наукова конференція молодих учених, аспірантів і студентів, 2–3 квітня 2020 р. – К.: НУХТ, 2020. – Ч. 2. – С. 376.

76. Ромащук О.М., Кучер А.Є., Кишенько В.Д. Аналіз поведінки складних технологічних об'єктів керування методами нелінійної динаміки. «Сучасні методи, інформаційне, програмне та технічне забезпечення систем керування організаційнотехнічними та технологічними комплексами»: VI Міжнародна науково-технічна Internet-конференція 20 листопада 2019 р. Київ : НУХТ, 2019. С. 216.

77. Ромащук О.М., Кишенько В.Д. Аналіз проявів хаосу в поведінці технологічних процесів дефекосатурації. «Сучасні методи, інформаційне, програмне та технічне забезпечення систем керування організаційнотехнічними та технологічними комплексами»: VII Міжнародна науково-технічна Internet-конференція 26 листопада 2020 р. Київ: НУХТ, 2020. С. 123.

78. Data Mining for extraction of fuzzy IF-THEN rules using Mamdani and Takagi-Sugeno-Kang FIS / J.E. Moreno, O. Castillo, J. R. Castro, L.G. Martínez, P. Melin

/ Engineering Letters: [Електрон. ресурс]. – Режим доступ: http://www.engineeringletters.com/issues_v15/issue_1/EL_15_1_13.pdf

79. Zhengyou H. (2016), Wavelet Analysis and Transient Signal Processing Applications for Power Systems , Wiley, China.

80. Selesnick I.W., Bayram I. (2014), Sparse signal estimation by maximally sparse convex optimization, IEEE Trans. Signal Process, 62(5), pp. 1078–1092.

81. Kishore Y., Sreenivasulu T. (2015), Signal Adaptive Orthogonal Wavelet Decomposition and Hampel filtering for Impulse De-noising of Speech, International Journal of Advanced Research in Electrical, Electronics and Instrumentation Engineering, 4, pp. 8368-8372.

82. Dutkay D. E., Jorgensen P. E. T. (2006), Wavelets on fractals, Rev. Mat. Iberoamericana, 22, pp. 131–180.

83. Deqiang L., Pedrycz W., Nicolino J. (2015), Fuzzy Wavelet Packet Based Feature Extraction Method and Its Application to Biomedical Signal Classification, IEEE Transactions on Biomedical Engineering, 52, 6, pp. 1132–1139.

84. Almurshedi A., Ismail A. K. (2015), Signal refinement: Principal component analysis and wavelet transform of visual evoked response, Research Journal of Applied Sciences, Engineering and Technology, 9(2), pp. 106-112.

85. Jaffard S., Meyer Y., Ryan R. (2001), Wavelets: tools for science & technology, Society for Industrial Mathematics, Philadelphia. Ding Y., Selesnick I. (2015), Artifact-free Wavelet Denoising: Non-convex Sparse Regularization, Convex Optimization, IEEE Signal Processing Letters, 22 (9), pp. 1364-1368.

86. Kyshenko V. D., Romashchuk O.M., Pankov D.V. Development of algorithms for predicting the evolution of complex dynamic system// Slovak international scientific journal, №53.– P.42-46.

87. Kyshenko, V. D., Romashchuk O.M., Pankov D.V. Reconstruction of attractors of complex systems on the basis of time series // Розділ в колективній

монографія Scientific foundations of solving engineering tasks and problems
International Science Group. – Boston, USA : Primedia eLaunch, 2021.– PP. 408-420.

88. Hyndman R, Koehler Anne B, Ord J, Snyder R. (2006), Forecasting with Exponential Smoothing: the state space approach. Springer-Verlag Berlin Heidelberg. 2006; 1(1):17–18.

89. Breeden J.L., Hubler A.. Reconstructing equations of motion from experimental data with unobserved variables. Phys. Rev. A. –1990. Vol. 42. № 10. 581 – 826 p.p.

90. Сич, М. А. Рекурентний аналіз часових рядів цукрового заводу як складної системи. XXIII Міжнародна конференція з автоматичного управління. «Автоматика – 2016». Сумський державний ун-т, Суми, 22-23 вересня 2016 р. Секція 5 Інтелектуальні системи управління та аналізу даних. С. 184-185.

91. Abdallah S., Sandler M., Rhodes C., Casey M. Using duration models to reduce fragmentation in audio segmentation. Machine Learning. 2009. N. 65 (2–3). P. 485–515.

92. Carrubba, S. The Effects of Low–Frequency Environmental–Strength Electromagnetic Fields on Brain Electrical Activity [Text] / S. Carrubba, A. Marino // Critical Review of the Literature, Electromagnetic Biology and Medicine. 2008. –N. 27 (2). –P. 83–101.

93. Сич, М. А., Фрактально-вейвлетні методи управління технологічним комплексом цукрового заводу. XXII Міжнародна конференція з автоматичного управління. «Автоматика – 2015» / Одеський нац. політехнічний ун-т, Одеса, 10-11 вересня 2015 р. – С. 44-45.

94. Kyshenko V. D., Romashchuk O.M. Iynergistic approach to the task of control technological complexes / X Міжнародна науково-практична конференція WORLD SCIENCE: PROBLEMS, PROSPECTS AND INNOVATIONS, Торонто, Канада, 2021.–pp.84-91.

95. Carrubba, S. Evidence of a nonlinear human magnetic sense [Text] / C. Frilot, A. Chesson, A. Marino // *Neuroscience*. 2007. –N. 144(1). –P. 356–367.
96. Krasnyak O. Trends of sugar market development in Ukraine: problems and prospects. *Zbirnyk naukovykh pratz Tavriyskogo derzhavnogo agrotehnologichnogo universytetu (ekonomichni nauky)*. 2012; 2(18):261–269.
97. Ladanyuk A.P., Reshetyuk V.M., Kishenko V.D., Smityukh Y.V., (2014), *Innovative technologies in the management of complex biotechnological objects of the agro-industrial complex: monograph*, Center for Educational Literature, Kyiv.
98. Зігунов, О. М. Підсистема технологічного моніторингу в системах управління складними технологічними комплексами харчових виробництв (на прикладі дифузійного відділення цукрового заводу) : автореф. дис. канд. техн. наук : 05.13.07 / НУХТ. Київ, 2012. 21 с.
99. Сікора, Л. С. Робастні та інформаційні концепції в процедурах синтезу систем управління / Державний науково - дослідний ін-т інформаційної інфраструктури НАН України, Інженерна академія України, Центр стратегічних досліджень еко - біотехнічних систем. Л.: Центр стратегічних досліджень еко - біотехнічних систем, 2001. 578с.
100. Ladakis D, Papapostolou H, Vlysidis A, Koutinas A. Inventory of food processing side streams in European Union and prospects for biorefinery development. *Food Industry Wastes*. 2020;181–199.
101. Ладанюк А, Бойко Р, Шумигай Д, Смітюх Я. Управління ситуаціями в технологічному комплексі на основі когнітивних карт. *Харчова промисловість*. 2014; 16: 127-132.
102. Горобійчук М, Когутяк М, Борин В. Порівняльний аналіз методів фільтрації при експериментальному дослідженні динамічних властивостей об'єктів. *Методи та прилади контролю якості*. 2020; 2(45): 66-82.

103. Стеценко І.В. Моделювання систем: навч. посіб. І.В. Стеценко. Черкаси: ЧДТУ, 2010. 399
104. Lee, J.W., Multifractal behavior of the Korean stock-market index KOSPI [Text] / J.W. Lee, K.E. Lee, P.A. Rikvold // Physica A. – 2006. – Vol. 364. – 355 – 361 p.p.
105. Kyshenko, V. D., Romashchuk O.M. Conceptual provisions of control theory based on the principles of synergetics and chaos theory. VIII Міжнародна науково-практична конференція EUROPEAN SCIENTIFIC DISCUSSIONS, Рим, Італія, 2021.– pp.100-104.
106. Feder J. Fractals. New York: Plenum Publishers, 1988. 283 p.
107. Sauer T. Embedology [Text] / T. Sauer, J. Yorke, M. Casdagli. – J. Stat. Phys. 65, 1991. 579 p.
108. Крищенко Д.О., Ромащук О.М. Сценарне керування складними технологічними комплексами. Вісник Херсонського Національного технічного університету, 2(85), 2023р. С. 141-146.
109. Ромащук О.М., Шевлюга В.О., Постол Н.В. Сценарне керування процесами сокодобування та дефекосатурації цукрового заводу. «Сучасні методи, інформаційне, програмне та технічне забезпечення систем керування організаційнотехнічними та технічними комплексами»: VIII Міжнародна науково-технічна Internet-конференція 20 листопада 2021 р. – К. : НУХТ, 2021. – С. 127
110. Bofetta G. Predictability: a way to characterize complexity [Text] / G. Bofetta, M. Cencini, M. Falcioni, A. Vulpiani // Phys. Rep. – 2002. – Vol. 356. – 367 – 474 p.p.
111. Makowiec D. Long-range dependencies in heart rate signal revisited [Text] / D. Makowiec, R. Galaska, A. Dudkowska, A. Rynkiewicz, M. Zwierg // Physica A. – 2006. – Vol. 369. – 632 – 644 p.p.

112. Grassberger P., Procaccia I. Characterization of strange attractors. *Phys. Rev. Lett.* 50. – 1983,. – 346 – 349 p.p.

113. Smityuh, Y., Kyshenko, V., Romashchuk, A. Research of Attractive Behavior and Chaos Characteristics of a Control Object at Its Computer Modeling. / In: Szewczyk, R., Zieliński, C., Kaliczyńska, M. (eds) *Automation 2022: New Solutions and Technologies for Automation, Robotics and Measurement Techniques. AUTOMATION 2022. Advances in Intelligent Systems and Computing*, vol 1427. Springer, Cham. pp. 143–150.

114. Сич М.А., Кишенько В. Д. Категорійно-функторний аналіз б'єктів керування цукрового виробництва Проблеми та перспективи розвитку енергетики, електротехнологій, та автоматики в апк: IV Міжнародна науково-практична конференція Національний університет біоресурсів і природокористування України, Київ, 20-21 листопада 2016 р. Київ: НУБіП України, 2016. С. 64-66.

115. Ji Y, Zhang Y, Chen W, Xie Y. Bridge the Gap between Neural Networks and Neuromorphic Hardware with a Neural Network Compiler. *Proceedings of the Twenty-Third International Conference on Architectural Support for Programming Languages and Operating Systems - ASPLOS '18*. 2018; 38(1): 365–370.

116. Wang L, Yang B, Chen Y, Zhang X, Orchard J. Improving Neural-Network Classifiers Using Nearest Neighbor Partitioning. *IEEE Transactions on Neural Networks and Learning Systems*. 2017; 28(10): 2255–2267.

117. Сич М. А., Когнітивний підхід до моделювання поведінки технологічного комплексу цукрового заводу як об'єкта керування. Сучасні методи, інформаційне, програмне та технічне забезпечення систем управління організаційно-технічними та технологічними комплексами: III Міжнародна науково-технічна Інтернет-конференція, 23 листопада 2016 р. Київ: НУХТ, 2016. С. 145.

118. Пархоменко, І. І. Автоматизована система управління ділянкою очищення дифузійного соку на базі нечіткої логіки : автореф. дис. канд. техн. наук : 05.13.07 / І. І. Пархоменко. - Київ, 2002. 16 с.
119. Ладанюк, А. П. Основи системного аналізу: навч. посіб. Вінниця: Нова книга, 2004. 176 с.
120. Ладанюк А, Ладанюк О, Бойко Р, Іващук В, Кроніковський Д, Шумігай Д. Автоматизація технологічних процесів і виробництв харчової промисловості : [монографія]. Київ: Інтер Логістик Україна; 2015. 408.
121. Ладанюк А, Смітюх В, Власенко Л, Заєць Н, Ельперін І. Системний аналіз складних систем керування: Навч. посіб. Київ: НУХТ; 2013. 274 с.
122. Erzan A. q-Analysis of Fractal Sets [Text] / A. Erzan, J.-P. Eckmann // Phys. Rev.Lett. – 1997. – Vol. 78. – 3245–3248 p.p.
123. Kyshenko, V., Sych M. Scripted control of technological process of the sugar production. Scientific inquiry in the contemporary world: theoretical basis and innovative approach. - B&M Publishing (San Francisco, California, USA), 2016. - #7. - P. 215-219.
124. Kacprzyk J., Wilbik A., Zadrozny S. Linguistic summarization of time series by using the Choquet integral. Theoretical Advances and Applications of Fuzzy Logic. 2007. IFSA'07
125. Сич, М. А., Кишенько В. Д. Інтелектуальна система управління технологічним комплексом цукрового заводу в умовах конфліктності. III Міжнародна науково-практична конференція. «Обчислювальний інтелект (результати, проблеми, перспективи)» (ComInt-2015) . Черкаси, 12-15 травня 2015 р. С. 259.
126. Сич, М. А., Кишенько В. Д. Технологічний моніторинг в системах управління складними технологічними об'єктами цукрового заводу. Сучасні методи, інформаційне, програмне та технічне забезпечення системи управління організаційно-технічними комплексами : II Міжнародна науково-технічна Інтернет-конференція, 25 листопада 2015 р. Київ: НУХТ, 2015. С. 83.

127. Ромашук О.М. Багатокритеріальне керування технологічним комплексом цукрового заводу. Вчені записки ТНУ імені В.І. Вернадського. Серія: Технічні науки, Том 34 (73) № 4 2023 .С. 225-230.

128. Ромашук О.М. Інтелектуалізація прикладних функцій керування технологічним комплексом цукрового заводу. Наукові праці Національного університету харчових технологій, Том 29 (4) № 4 2023. С. 21-32.

129. Gembicki, F.W., "Vector Optimization for Control with Performance and Parameter Sensitivity Indices," Ph.D. Thesis, Case Western Reserve Univ., Cleveland, Ohio, 1974.

130. Sych M., Kyshenko V. Intelligent control of rhythmicity functioning of the technological complex of the sugar. CEFood congress: 8th Central European Congress on Food, 23–26 May 2016: Book of abstracts. Kyiv, Ukraine, 2016. P. 196.

131. Сич М. А., Кишенько В. Д. Інтелектуальний аналіз часових рядів у системі технологічного моніторингу цукрового заводу. Інформаційні технології: економіка, техніка, освіта '2015: VI Міжнародна науково-практична конференція молодих вчених, 19–20 листопада 2015 р. Київ: НУБіП України, 2015. С. 172 - 174.

132. Ромашук О.М., Горпинченко А.С.. Інтелектуальне керування відділенням дефекосатурації цукрового заводу на основі методів нелінійної динаміки. «Сучасні методи, інформаційне, програмне та технічне забезпечення систем керування організаційно-технічними та технологічними комплексами»: VIII Міжнародна науково-технічна Internet-конференція 20 листопада 2021 р. – К. : НУХТ, 2021. – С. 126

133. Ромашук О.М., Горпинченко А.С., Загребельний В.Г. Синергетичний синтез нелінійних систем керування теплоенергетичними об'єктами. «Сучасні методи, інформаційне, програмне та технічне забезпечення систем керування організаційно-технічними та технологічними комплексами»: IX Міжнародна науково-технічна Internet-конференція 20 листопада 2022 р. Київ: НУХТ, 2022. С. 154.

134. Ромашук О.М. Кишенько В.Д. Фрактальне прогнозування хаотичних часових рядів технологічного комплексу цукрового заводу. Матеріали 87 Міжнародної наукової конференції молодих учених, аспірантів і студентів "Наукові здобутки молоді – вирішення проблем харчування населення у XXI столітті", 15–16 квітня 2021 р. Київ: НУХТ, 2021. Ч.2. С.355.

135. Ромашук О, Кишенько В. Нелінійна динаміка та детермінований хаос-необхідні засоби у підвищенні ефективності керування технологічними комплексами цукрового виробництва. Матеріали 85 Міжнародної наукової конференції молодих учених, аспірантів і студентів "Наукові здобутки молоді – вирішення проблем харчування населення у XXI столітті", 11–12 квітня 2019 р. Київ: НУХТ, 2019. Ч.2. С. 388.

136. Луцька, Н. М. Дослідження та синтез оптимальних регуляторів для систем автоматизації технологічних комплексів неперервного типу [автореф. дис. канд. техн. наук: 05.13.07]. Київ: НУХТ, 2006. - 19 с.

137. Зайченко Ю. Основи проектування інтелектуальних систем: навчальний посібник. Київ: Слово; 2004. 352.

138. Гончаренко Б. М., Сич М. А. Синтез системи автоматичної оптимізації багатопараметричних лінійних об'єктів. Сучасні методи, інформаційне, програмне та технічне забезпечення систем управління організаційно-технічними комплексами : II Міжнародна науково-технічна Internet-конференція, 25 листопада 2015 р. – К. : НУХТ, 2015. - С. 34.

139. Луцька Н, Ладанюк А. Оптимальні та робастні системи керування технологічними об'єктами: монографія. Київ: Видавництво Ліра-К; 2016. 288 с.

140. Prada C, Villar E, Aleixandre E. Dynamic Simulation of a Multiple-effect Evaporation Station. IFAC Proceedings Volumes. 1987; 20(12): 129–132.

141. Sych M., Kyshenko V. Synthesis of systems of the synergetic control of material flows in sugar production. BUILD MASTER CLASS : International scientific-practical conference of young scientist, 16–18 November 2016. – K.: CNUCA, 2016. – P
142. Smityuh Y., Kyshenko V., Romashchuk O., Gorpinchenko A. Intelligent synergistic control of the technological complex for the sugar factory. 2022 IEEE 11th International Conference on Intelligent Systems. 2022. IS 2022.
143. Сич М. Сценарно-синергетичне управління матеріальними потоками технологічного комплексу цукрового заводу [дис. ... канд. техн. наук: 05.13.07]. Київ: Національний університет харчових технологій; 2017. 156 с.
144. Gao X, Liao L. A Novel Neural Network for Generally Constrained Variational Inequalities. IEEE Transactions on Neural Networks and Learning Systems. 2016; 28(3): 1–14.
145. Шумигай Д. А. Автоматизація процесів координації підсистем технологічного комплексу цукрового заводу : автореф. дис. канд. техн. наук : 05.13.07. Київ, 2014. – 22 с.
146. Hansen L, Salamon P. Neural network ensembles. IEEE Transactions on Pattern Analysis and Machine Intelligence. 1990; 12(10): 993–1001
147. Stanimirovic P, Zivkovic I, Wei Y. Recurrent Neural Network for Computing the Drazin Inverse. IEEE Transactions on Neural Networks and Learning Systems. 2015; 26(11): 2830–2843.
148. Qin S, Xue X. A Two-Layer Recurrent Neural Network for Nonsmooth Convex Optimization Problems. IEEE Transactions on Neural Networks and Learning Systems. 2015; 26(6): 1149–1160.
149. Qin S, Feng J, Song J, Wen X, Xu C. A One-Layer Recurrent Neural Network for Constrained Complex-Variable Convex Optimization. IEEE Transactions on Neural Networks and Learning Systems. 2018; 29(3): 534–544.

150. Pedrycz W., Smith M. Granular correlation analysis in data . Proc. IEEE Int. Fuzzy Systems Conf. 1999. III-1235 IH-1240.
151. Lin S, Runger H. GTRNN: A Group-Constrained Convolutional Recurrent Neural Network. IEEE Transactions on Neural Networks and Learning Systems. 2018; 29(10): 4709–4718.
152. Ia W, Zhao D, Zheng I, Gu S. A novel optimized GA–Elman neural network algorithm. Neral Computing and Applications. 2017; 31(2): chcha–459.
153. Liu A, Laili I. Balanced control deep neural network. Neurocomputing. 2018; 320: 183–194.
154. Bergmeir C, Benítez J. Neural Networks inRUsing the Stuttgart Neural Network Simulator:RSNNS. Journal of Statistical Software. 2012; 46(7): 183–194.
155. Adhikari S, Changju Y, Hyongsuk K, Chua L. Memristor Bridge Synapse-Based Neural Network and Its Learning. IEEE Transactions on Neural Networks and Learning Systems. 2012; 23(9): 1426–1435.
156. Kokotovic P. V. Constructive nonlinear control: progress in the 90's. Prepr. 14th IF AC World Congress. Beijing, China, – 1999. Plenary vol. – 49 – 77 p.p.
157. Бабіченко А. Промислові засоби автоматизації. Харків:НТУ«ХП», 2001. 471с.
158. Пупена О. М., Ельперін І. В., Луцька Н. М, Ладанюк А. П. Промислові мережі та інтеграційні технології в автоматизованих системах. Київ: "Ліра-К", 2011. 552 с.

ДОДАТКИ

Додаток А

Часових рядів основних технологічних змінних цукрового заводу методами нелінійної динаміки

А. 1. Дослідження часових рядів методом графічного тесту Гілмора

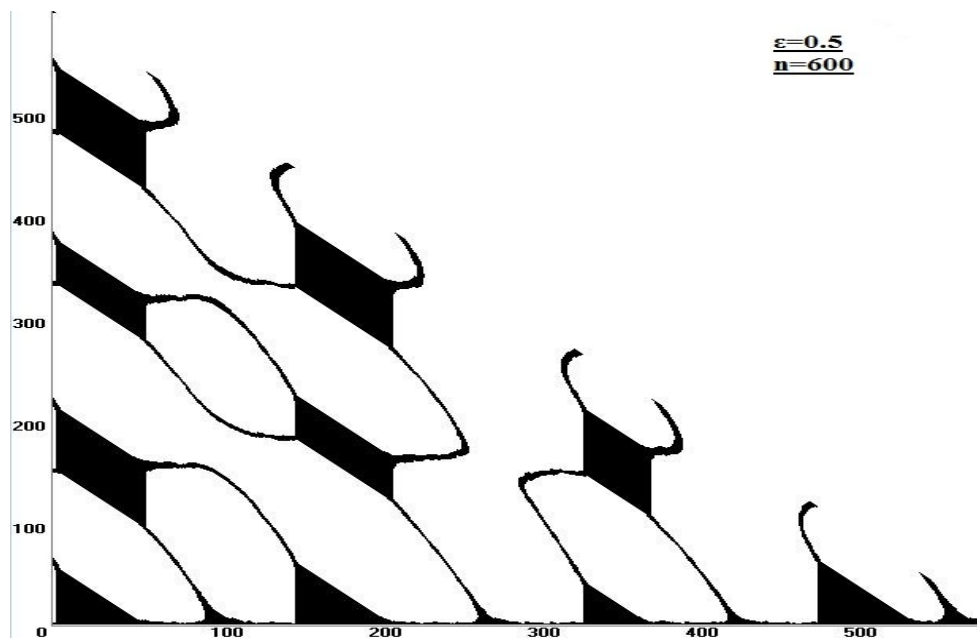


Рис. А. 1. 1. Графічний тест хаосу часових рядів витрати вапняного молока за
19.11.2021 р.



Рис. А. 1. 2. Графічний тест хаосу часових рядів витрати вапняного молока за
18.11.2021 р.



Рис. А. 1. 3. Графічний тест хаосу часових рядів витрати бурякової стружки за 12.11.2021 р.

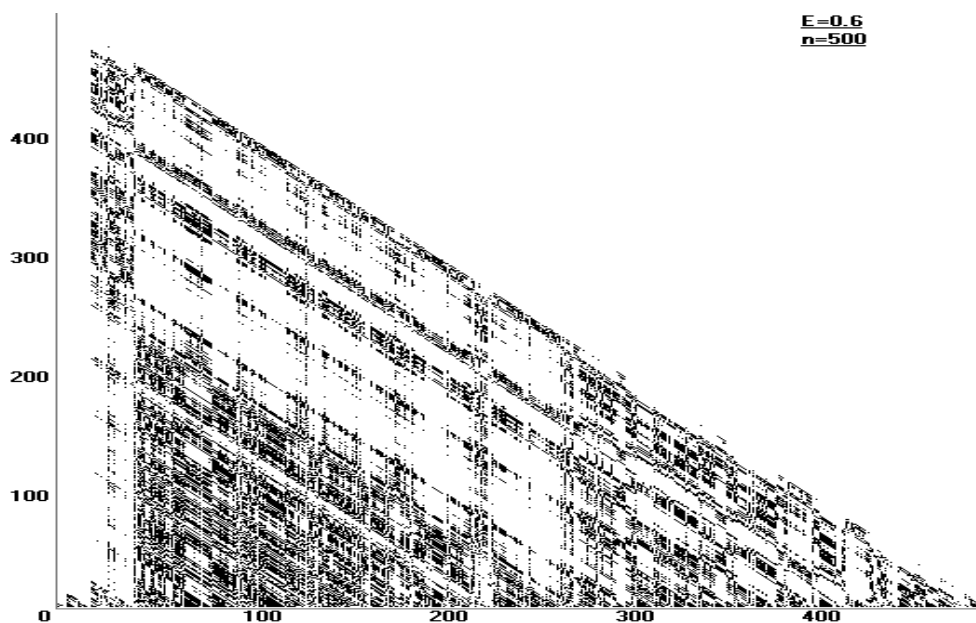


Рис. А. 1. 4. Графічний тест хаосу часових рядів витрати бурякової стружки за 13.11.2021 р.

А. 2. Рекурентний аналіз часових рядів

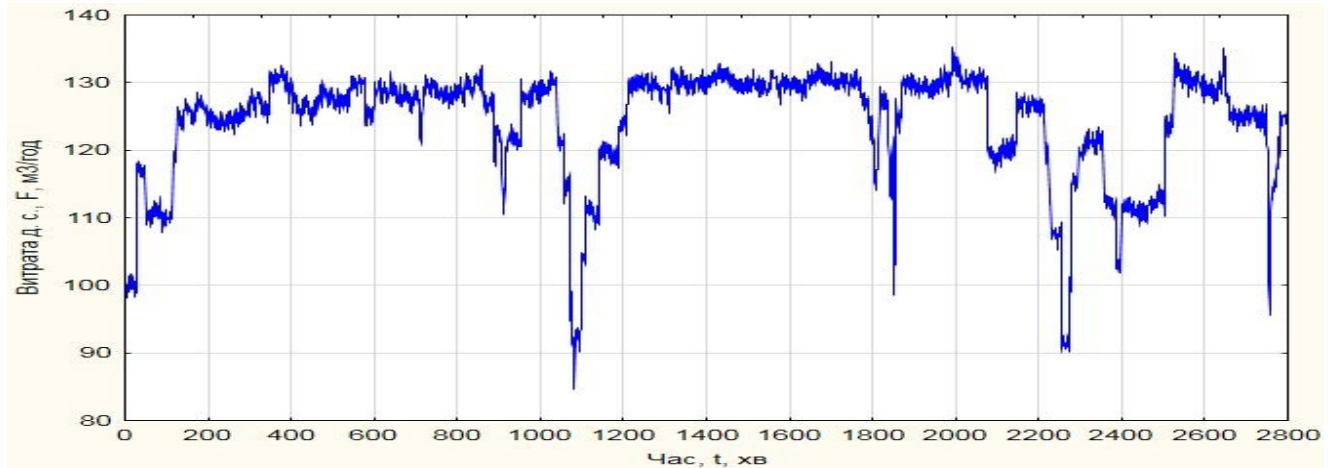
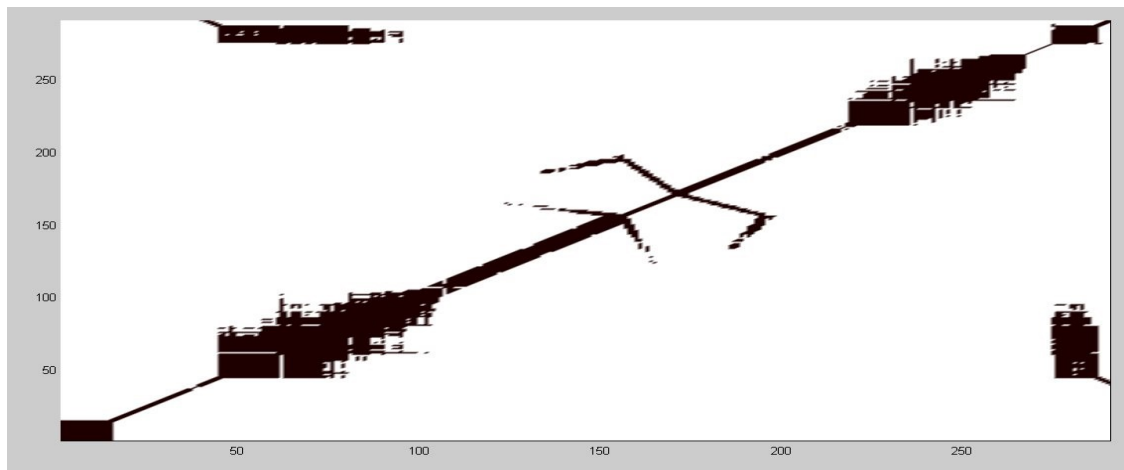
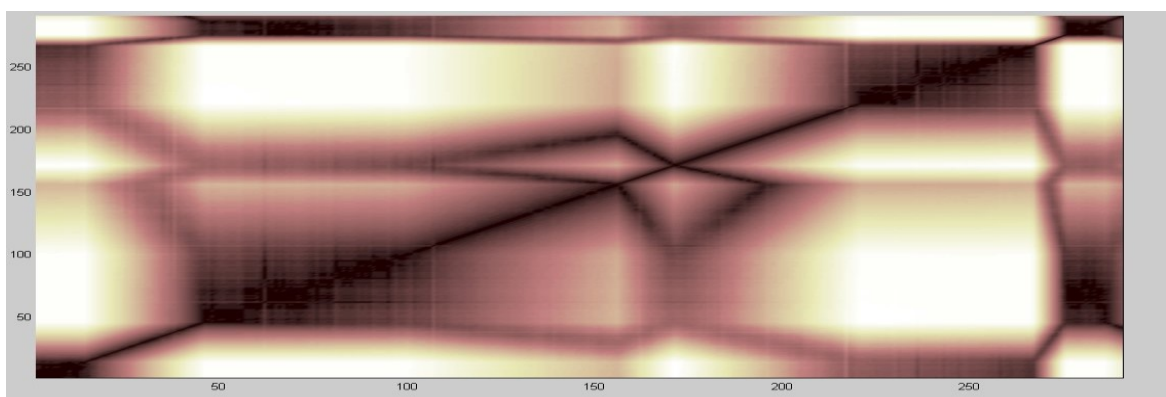


Рис. А. 2. 1. Часовий ряд зміни витрати дифузійного соку

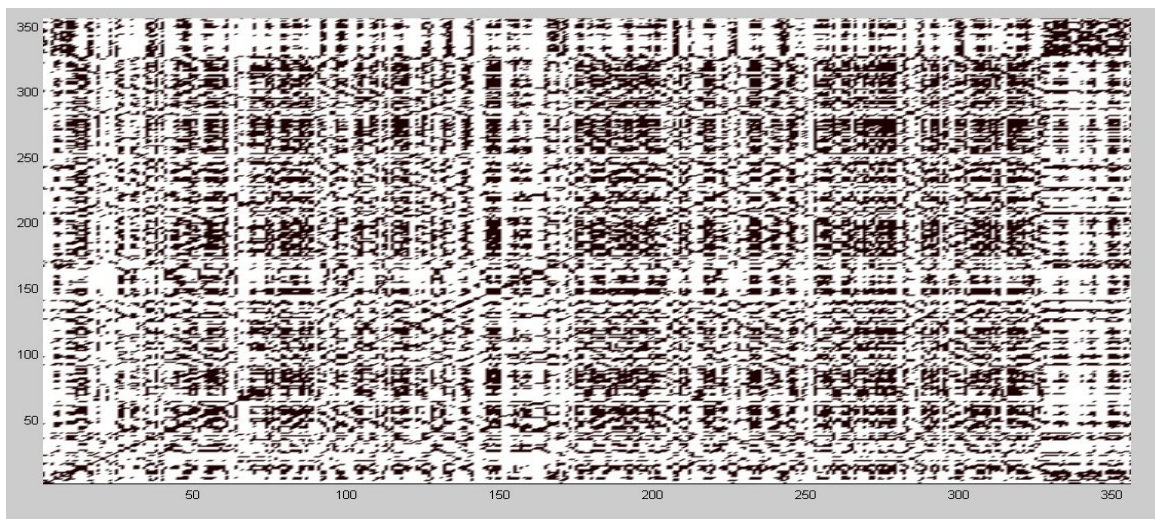


а)

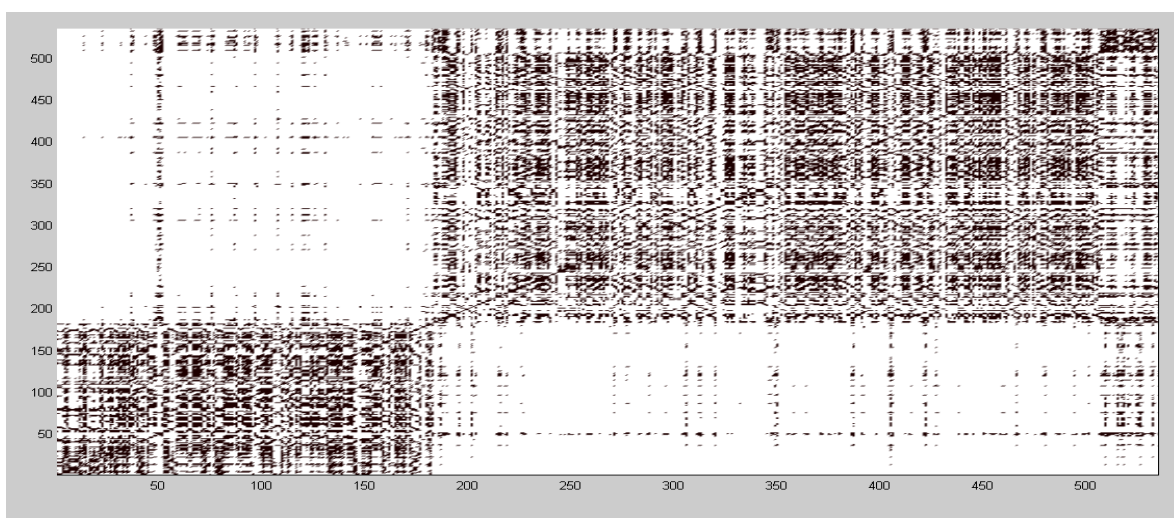


б)

Рис. А. 2. 2. Рекурентні діаграми для часового ряду витрати дифузійного соку від 13.11.2021 р.; а) відображення рекурентної діаграми; б) відображення текстури рекурентної діаграми



а)



б)

Рис. А. 2. 2. Рекурентні діаграми для часового ряду витрати витрати дифузійного соку 18.11.2021 р.; а) відображення текстури рекурентної діаграми(наявність хаотичного процесу); б) відображення текстури рекурентної діаграми(контрастна топологія)

А. 3. Дослідження атракторів часових рядів

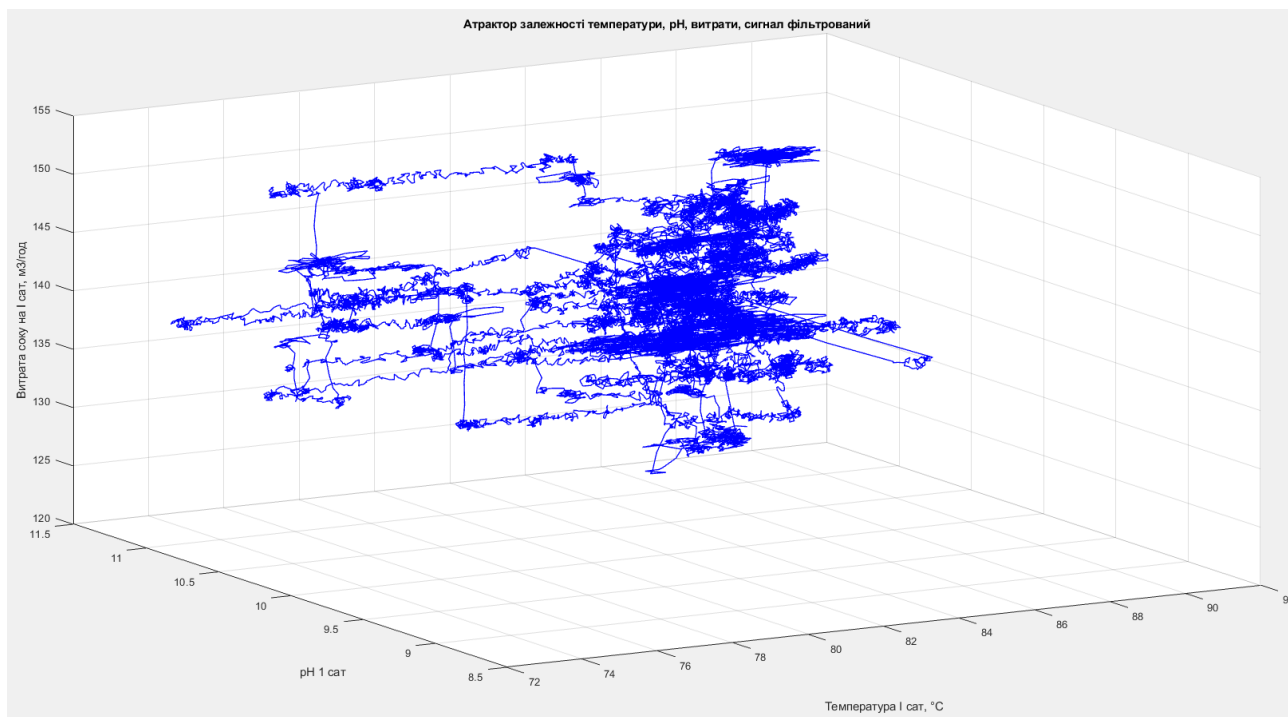


Рис. А. 3. 1. Атрактивна поведінка відділення дефекосатурації в області технологічних параметрів температури соку 1 сатурації, рН соку 1 сатурації, витрати соку на 1 сатурацію за 34 години.

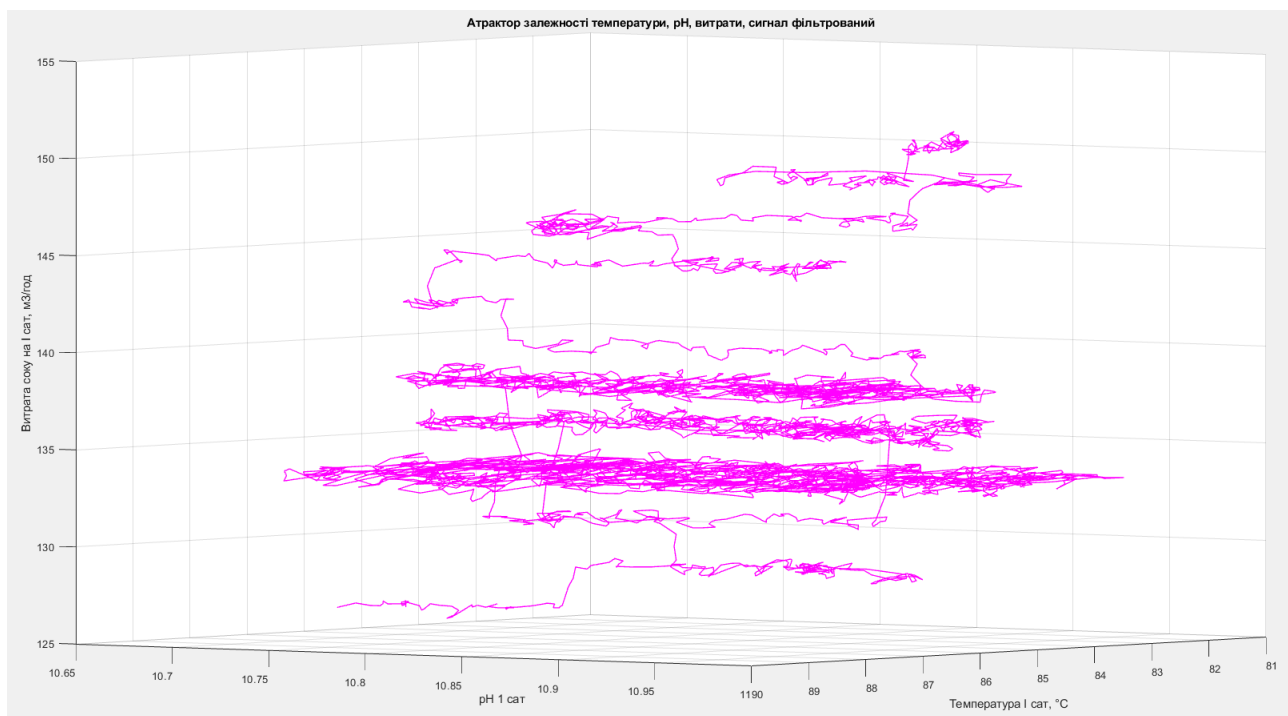


Рис. А. 3. 2.. Атрактивна поведінка відділення дефекосатурації в області технологічних параметрів температури соку 1 сатурації, рН соку 1 сатурації, витрати соку на 1 сатурацію за 7 годин.

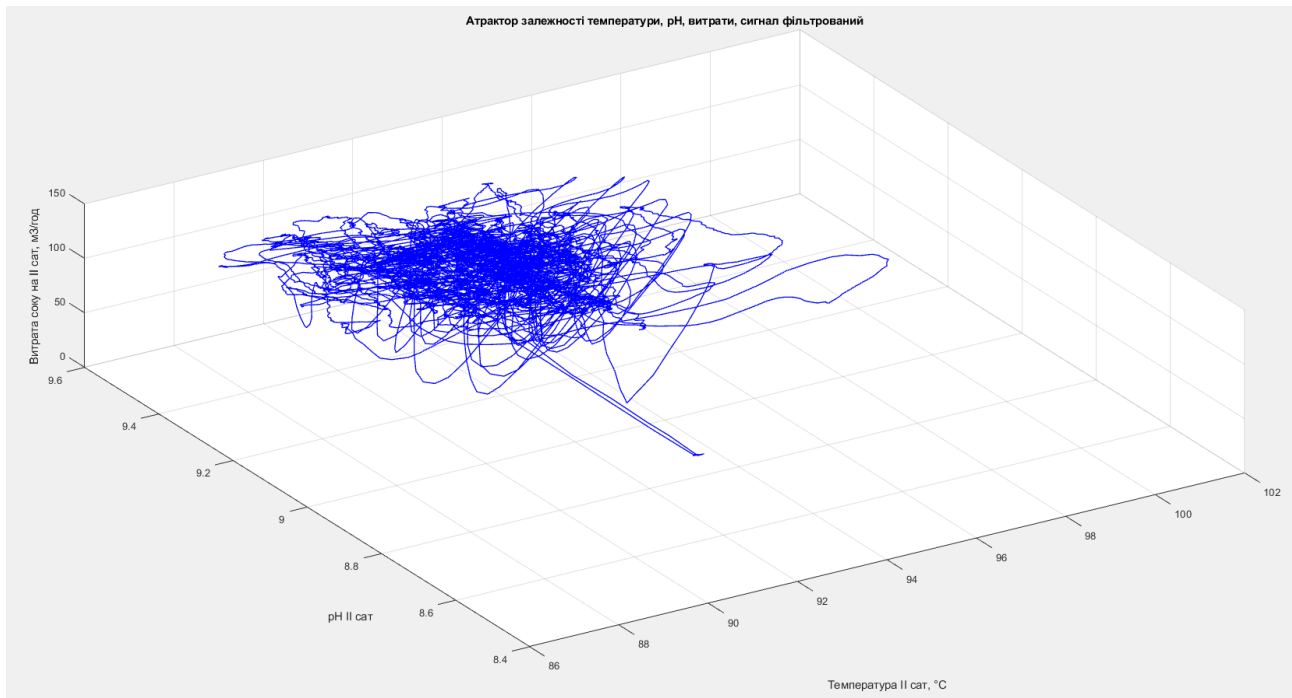


Рис. А. 3. 3.. Атрактивна поведінка відділення дефекосатурації в області технологічних параметрів температури соку 2 сатурації, рН соку 2 сатурації, витрати соку на 2 сатурацію за за 34 години.

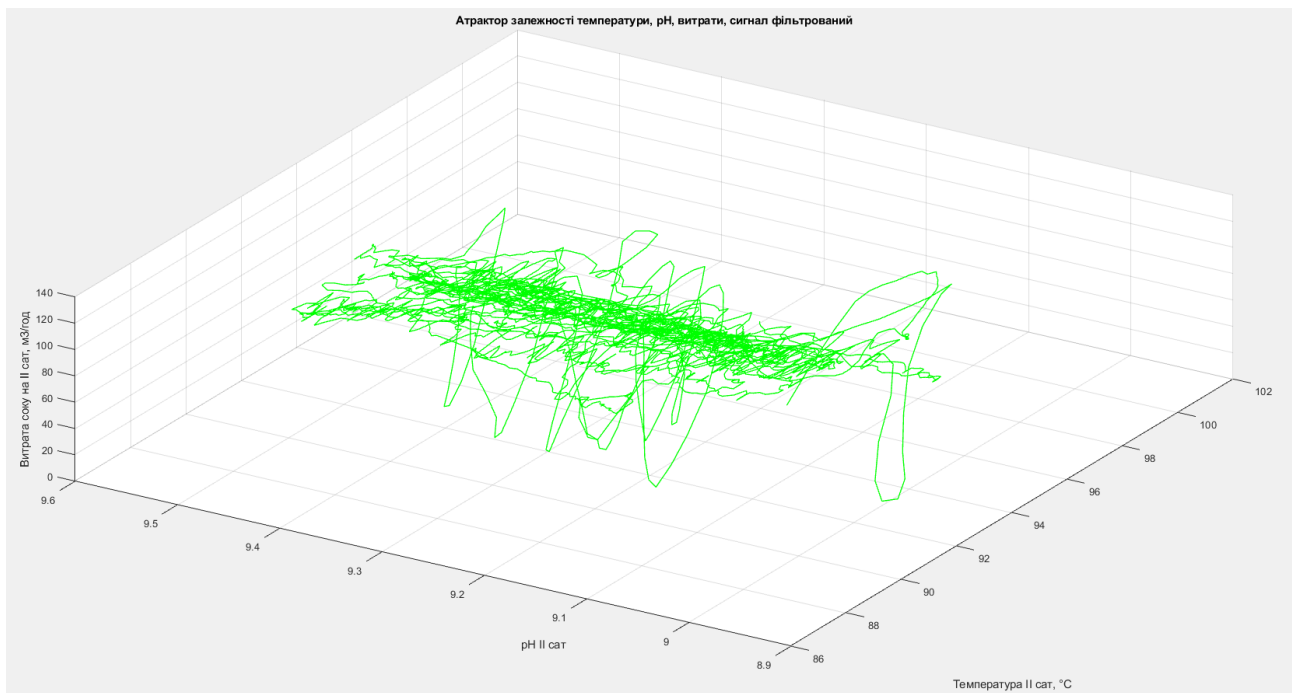


Рис. А. 3. 4.. Атрактивна поведінка відділення дефекосатурації в області технологічних параметрів температури соку 2 сатурації, рН соку 2 сатурації, витрати соку на 2 сатурацію за 7 годин.

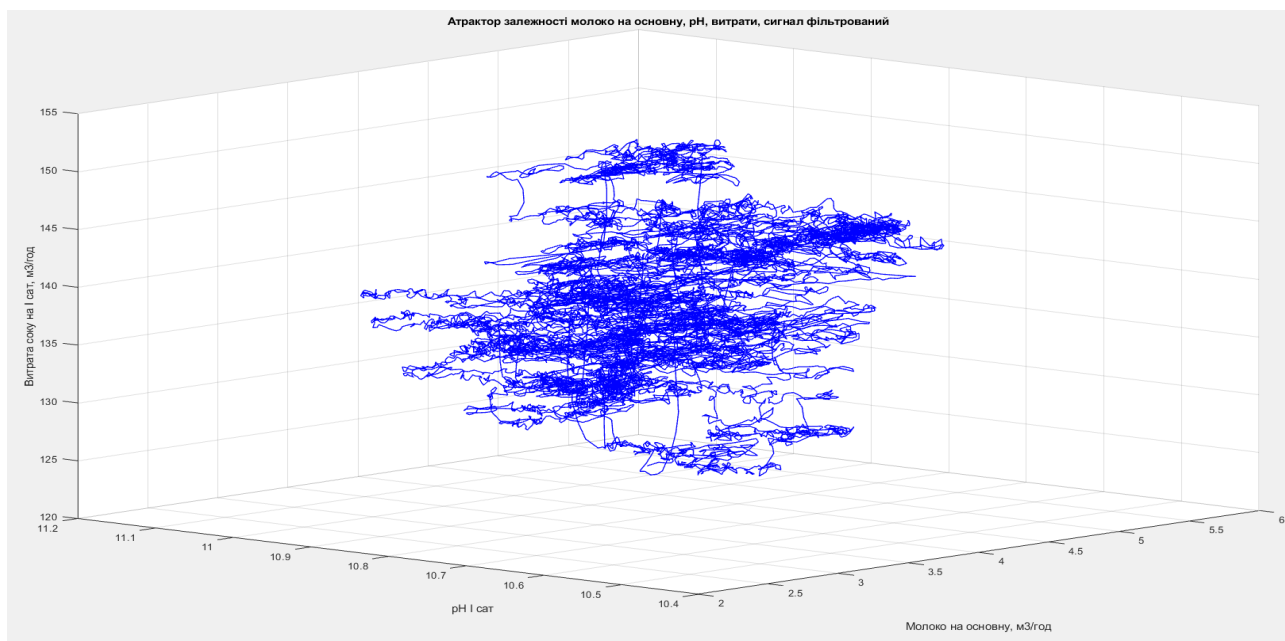


Рис. А. 3. 5.. Атрактивна поведінка відділення дефекосатурації в області технологічних параметрів витрати молока на основну дефекацію, рН соку 1 сатурації, витрати соку на 1 сатурацію за 27 годин.

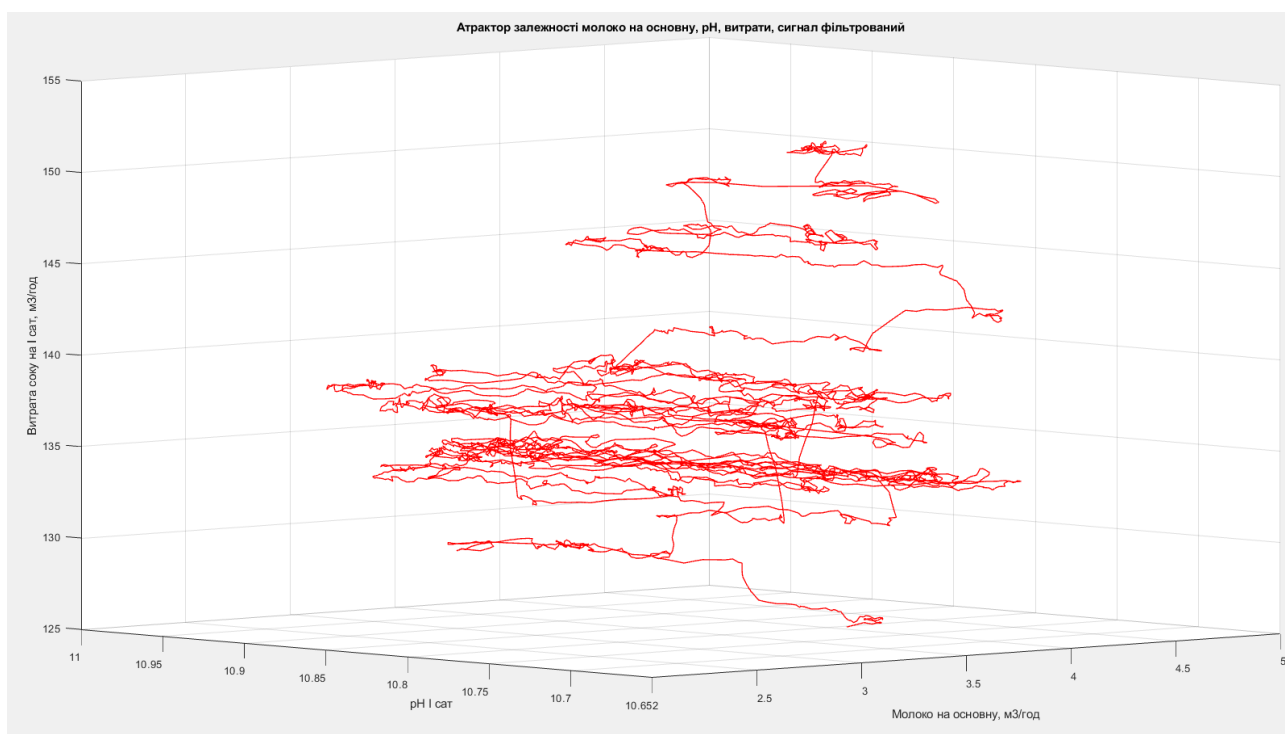


Рис. А. 3. 6.. Атрактивна поведінка відділення дефекосатурації в області технологічних параметрів витрати молока на основну дефекацію, рН соку 1 сатурації, витрати соку на 1 сатурацію за 7 годин.

Додаток Б

Б. 2. Лінгвістична апроксимація основних змінних цукрового виробництва

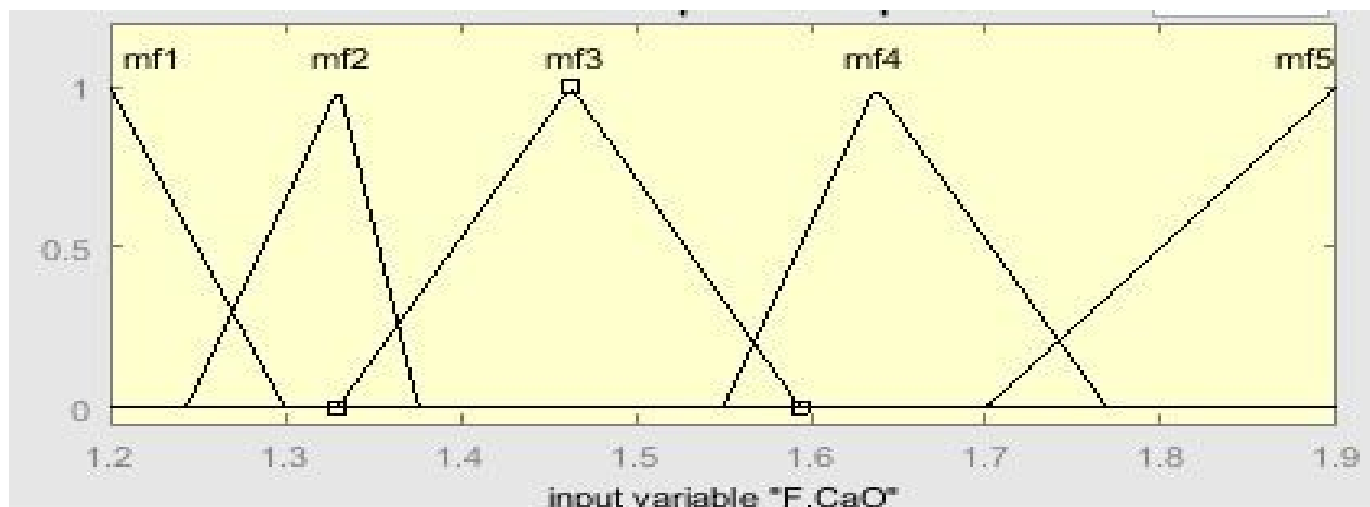


Рис.Б. 2. 1. Функції належності лінгвістичної змінної “Витрата вапняного молока”

Таблиця Б. 2. 1. Характеристика термів змінної “Витрата вапняного молока”

Позначення факторів	Витрата дифузійного соку	Координати функції належності FCaO., м3/год
mf1	Низька	[1,3 1,3 1,4]
mf2	Нижче норми	[1,28 1,36 1,5]
mf3	Норма	[1,33 1,6 1,7]
mf4	Вище норми	[1,66 1,8 1,9]
mf5	Висока	[1,8 1,84 1,86]

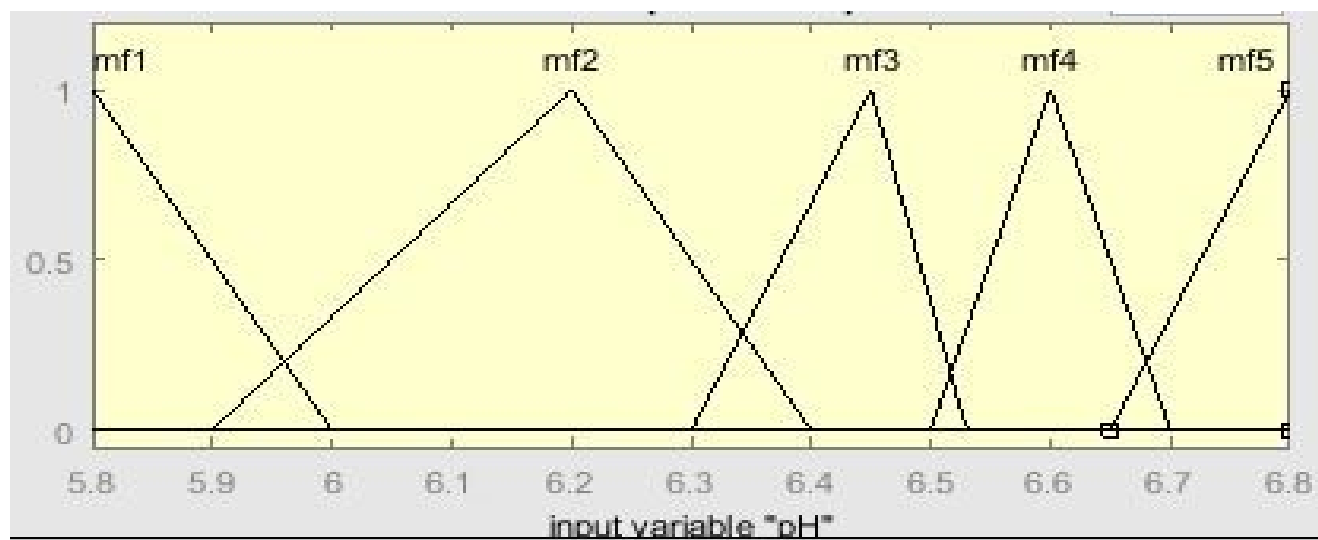


Рис.Б. 2. 2. Функції належності лінгвістичної змінної “рН дифузійного соку”.

Таблиця Б. 2. 2. Характеристика термів змінної “рН дифузійного соку”

Позначення факторів	Витрата дифузійного соку	Координати функції належності рНд.с.
mf1	Низька	[5.9 5.9 6.1]
mf2	Нижче норми	[5.8 6.3 6.6]
mf3	Норма	[6.2 6.46 6.54]
mf4	Вище норми	[6.6 6.7 6.8]
mf5	Висока	[6.66 6.9 6.8]

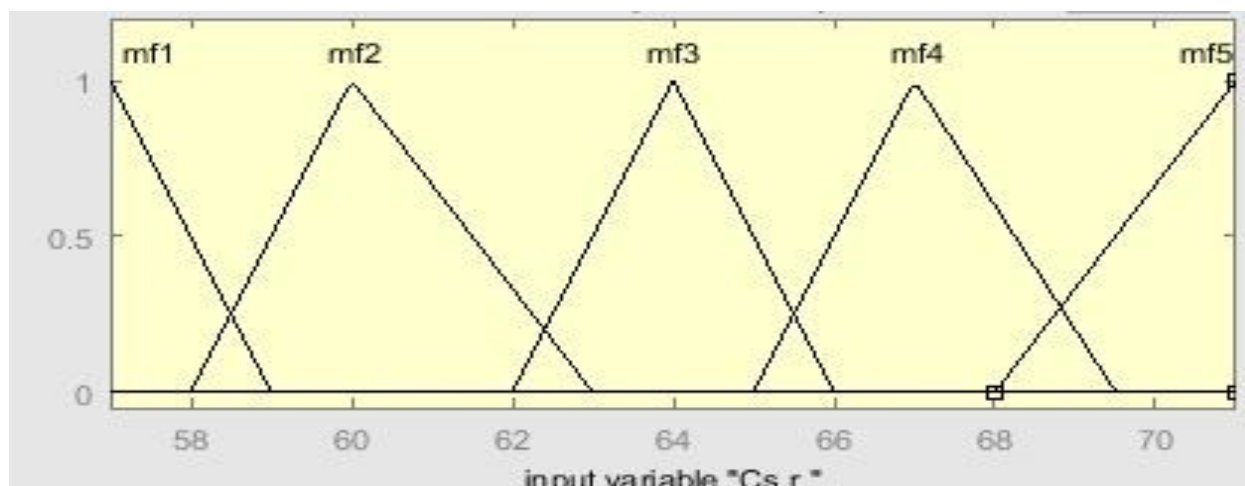


Рис.Б. 2. 3. Функції належності лінгвістичної змінної “Вміст сухих речовин”

Таблиця Б. 2. 3. Характеристика термів змінної “Вміст сухих речовин”

Позначення факторів	Витрата дифузійного соку	Координати функції належності Cs.r., %
mf1	Низька	[58 58 57]
mf2	Нижче норми	[57 59 62]
mf3	Норма	[63 63 65]
mf4	Вище норми	[65 68 69.5]
mf5	Висока	[68 72 71]

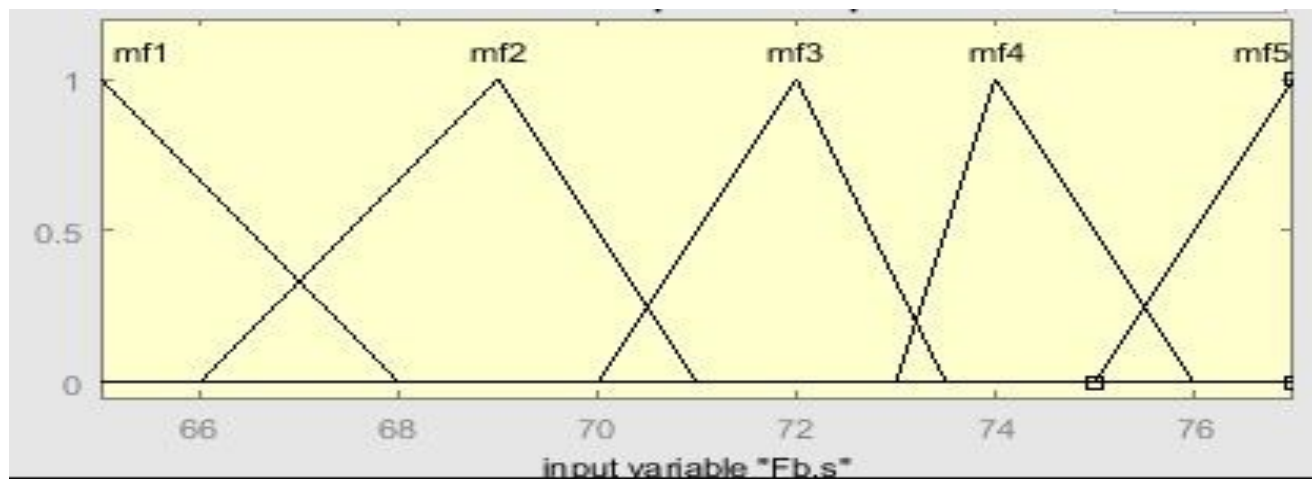


Рис.Б. 2. 4. Функції належності лінгвістичної змінної “Витрата бурякової стружки”

Таблиця Б. 2. 4. Характеристика термів змінної “Витрата бурякової стружки”

Позначення факторів	Витрата дифузійного соку	Координати функції належності $Fb.s$, м3/год
mf1	Низька	[65 65 68]
mf2	Нижче норми	[66 70 71]
mf3	Норма	[70 72 73.5]
mf4	Вище норми	[74 74 76]
mf5	Висока	[75 77 78]

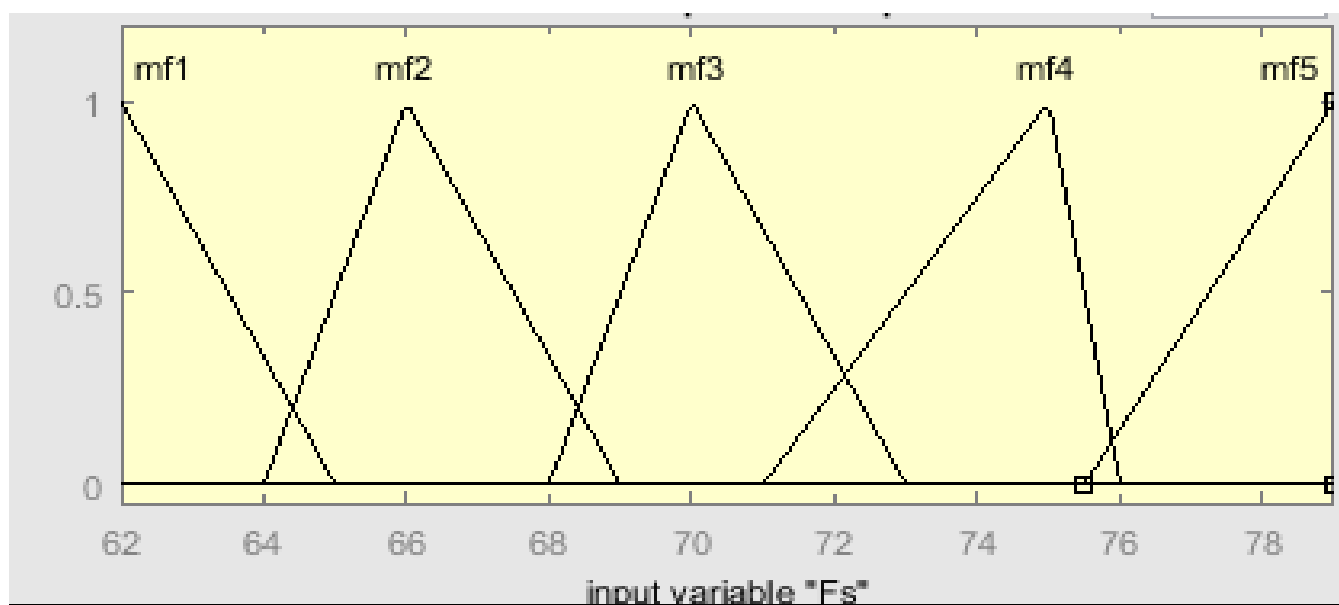


Рис.Б. 2. 5.Функції належності лінгвістичної змінної “Витрата сиропу”

Таблиця Б. 2. 5. Характеристика термів змінної “Витрата сиропу

Позначення факторів	Витрата дифузійного соку	Координати функції належності Fs , м3/год
mf1	Низька	[62 63 65]
mf2	Нижче норми	[64 66 69]
mf3	Норма	[68 70 74]
mf4	Вище норми	[72 75 76]
mf5	Висока	[76 79 79]

Додаток В

Математичні моделі для основних технологічних процесів виробництва цукру

Попередня дефекація.

$$\begin{aligned}
pH(F_{\partial c}, F_{CaO}, F_{нов}, T_{\partial c}, T_{CaO}, C_{CaO}, C_{CP}) = & 0,521F_{\partial c} + 0,071083F_{CaO} + \\
& + 0,6904417F_{нов} + 0,005639T_{\partial c} + 0,040861T_{CaO} + 0,67894C_{CaO} - \\
& - 0,8543C_{CP} - 0,01366F_{\partial c}^2 - 0,00174F_{\partial c}F_{CaO} - 0,0087F_{\partial c}F_{нов} - \\
& - 0,00055F_{\partial c}T_{\partial c} + 0,065421F_{\partial c}T_{CaO} - 0,000543F_{\partial c}C_{CaO} - \\
& - 0,08124F_{\partial c}C_{CP} - 0,00138F_{нов}^2 - 0,0000556F_{CaO}^2 + 0,4249F_{\partial c}T_{\partial c} + \\
& + 0,0257F_{\partial c}T_{CaO} + 0,02708F_{CaO}T_{\partial c} + 0,00163F_{CaO}T_{CaO} + \\
& + 0,1354T_{\partial c}T_{CaO} + 0,00819F_{нов}T_{CaO} - 0,00156T_{\partial c}^2 - \\
& - 0,0000057T_{CaO}^2 - 0,00019T_{\partial c}T_{CaO} - 5.383
\end{aligned} \tag{B.1}$$

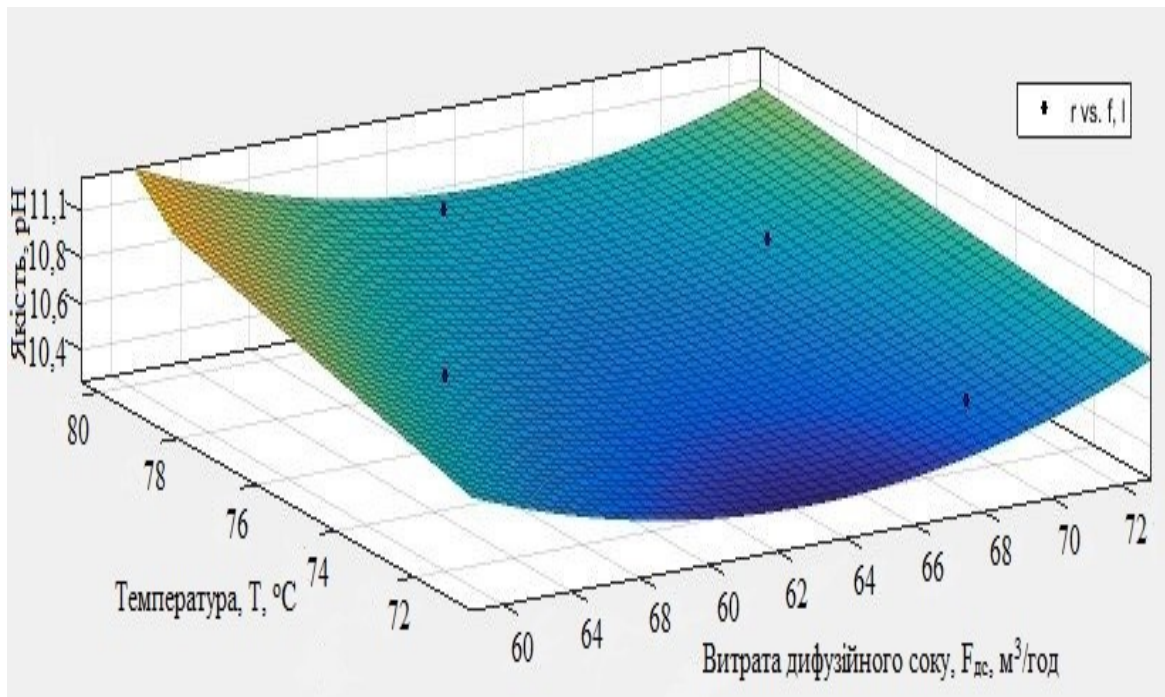


Рис. В 1. Поверхня відгуку моделі для якісного показника попередньої дефекації

Критерії адекватності (Е.1.): $R^2=0,91$; $AIC=4,49$; $S_s=0,29$; $F(s)=4,66$

$$\begin{aligned}
F_{\partial c}(h, F_{CaO}, F_{нов}, T_{\partial c}, T_{CaO}, C_{CaO}, C_{CP}) = & -0,722h + 0,048783F_{CaO} + \\
& + 0,19014F_{нов} + 0,791639T_{\partial c} + 0,197761T_{CaO} + 0,18924C_{CaO} - \\
& - 0,3913C_{CP} - 0,01668h^2 - 0,0813hF_{CaO} - 0,02087hF_{нов} - \\
& - 0,00013C_{пред}F_{нов} - 0,001186F_{нов}^2 - 0,0019221F_{CaO}^2 + 0,1789hT_{\partial c} + \\
& + 0,01924hT_{CaO} + 0,03509F_{CaO}T_{\partial c} + 0,018763F_{CaO}T_{CaO} + \\
& + 0,1194T_{\partial c}T_{CaO} + 0,01976F_{нов}T_{CaO} - 0,01986T_{\partial c}^2 - \\
& - 0,0001087T_{CaO}^2 - 0,001981T_{\partial c}T_{CaO} - 7.134
\end{aligned} \tag{B.2}$$

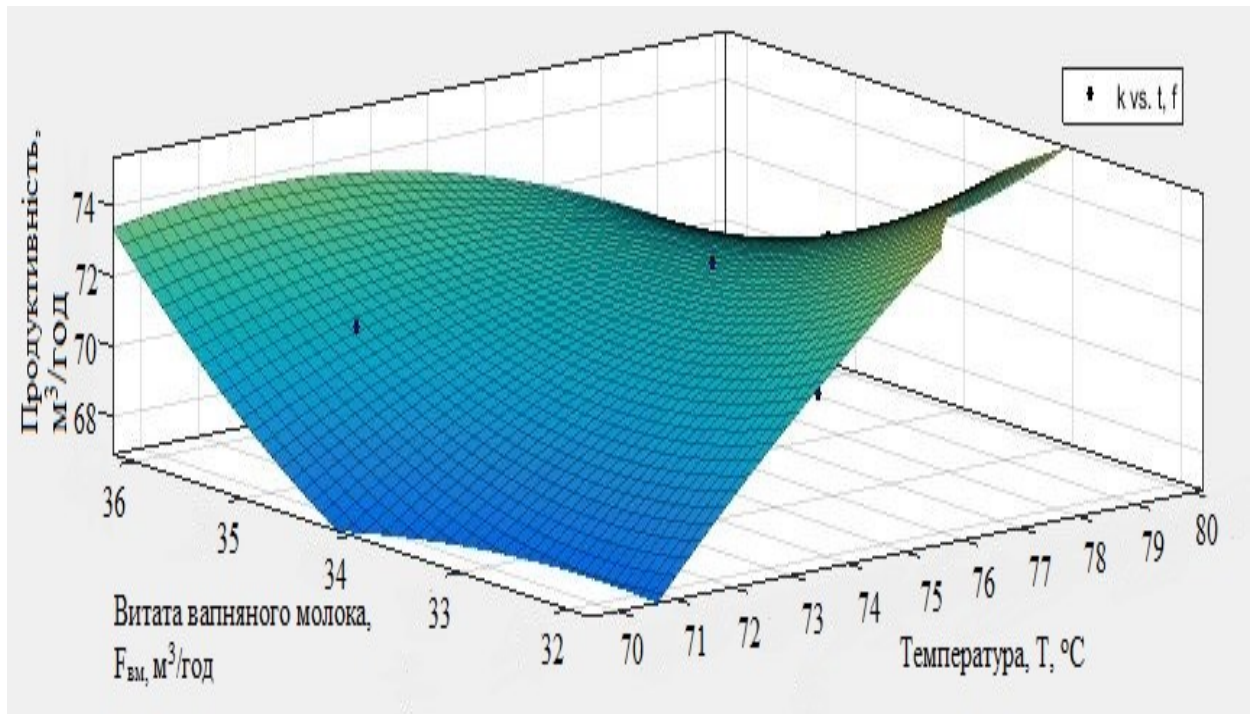


Рис. В.2. Поверхня відгуку моделі для продуктивності попередньої дефекації
Критерії адекватності (Е.2.): $R^2=0,88$; $AIC=4,31$; $S_s=0,21$; $F(s)=4,13$

Основна дефекація.

$$\begin{aligned}
pH(F_{\partial c}, F_{CaO}, T_{\partial c}, T_{CaO}, C_{CaO}, C_{CP}) = & 0,355638F_{\partial c} + \\
& + 1,942362F_{CaO} - 0,12312T_{\partial c} - 4,75976T_{CaO} + \\
& + 0,139877C_{CaO} - 0,97611C_{CP} - 0,01066F_{\partial c}^2 - \\
& - 0,05824F_{CaO}^2 - 0,01803F_{\partial c}F_{CaO} + 0,000508F_{\partial c}T_{\partial c} + \\
& + 0,019646F_{\partial c}T_{CaO} + 0,002776F_{CaO}T_{\partial c} + 0,1073F_{CaO}T_{CaO} - \\
& - 0,00099T_{\partial c}^2 - 0,03825T_{CaO}^2 - 0,00193T_{\partial c}T_{CaO} - \\
& - 0,8661C_{CP} + 17,124
\end{aligned} \tag{B.3}$$

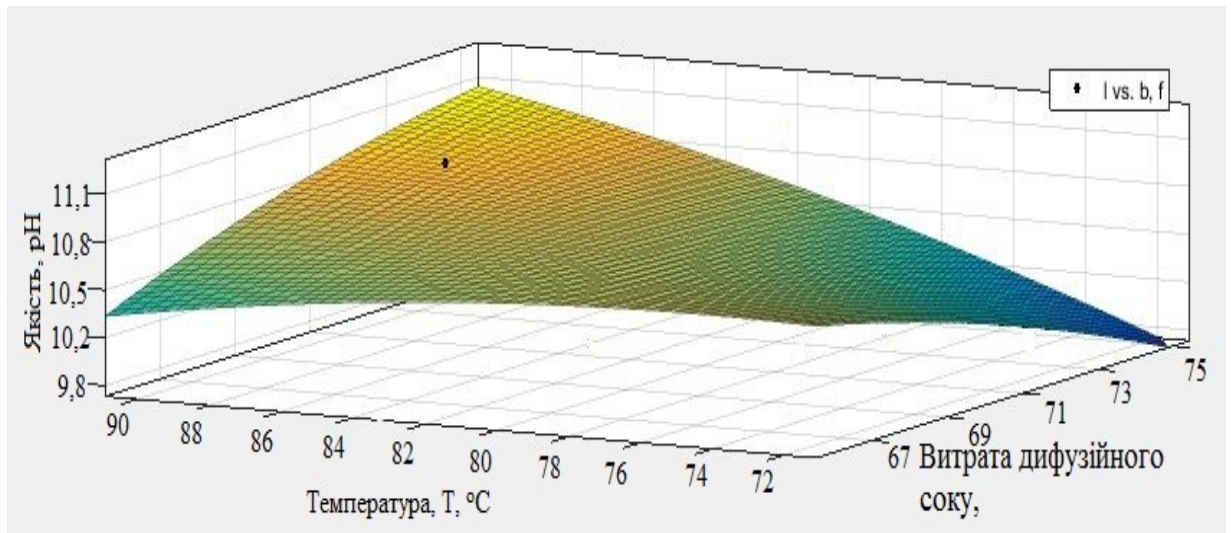


Рис. В. 3. Поверхня відгуку моделі для якісного показника основної дефекації
Критерії адекватності (Е.3.): $R^2=0,93$; $AIC=4,87$; $S_s=0,32$; $F(s)=4,97$

$$F_{dc}(F_{CaO}, T_{dc}, C_{CP}, h) = -2786 + 197,9F_{CaO} - 60,21T_{dc} + 5,243C_{CP} + \\ + 32,742h - 5,822F_{CaO}T_{dc} + 26,1F_{CaO}C_{CP} - 3,112F_{CaO}h - \\ - 4,234T_{dc}C_{CP} + 24,987T_{dc}h + 13,56C_{CP}h - 2,198T_{dc}^2 + \\ + 0,8771F_{CaO}^2 + 6,1134C_{CP}^2 + 43,981h^2 \quad (B.4)$$

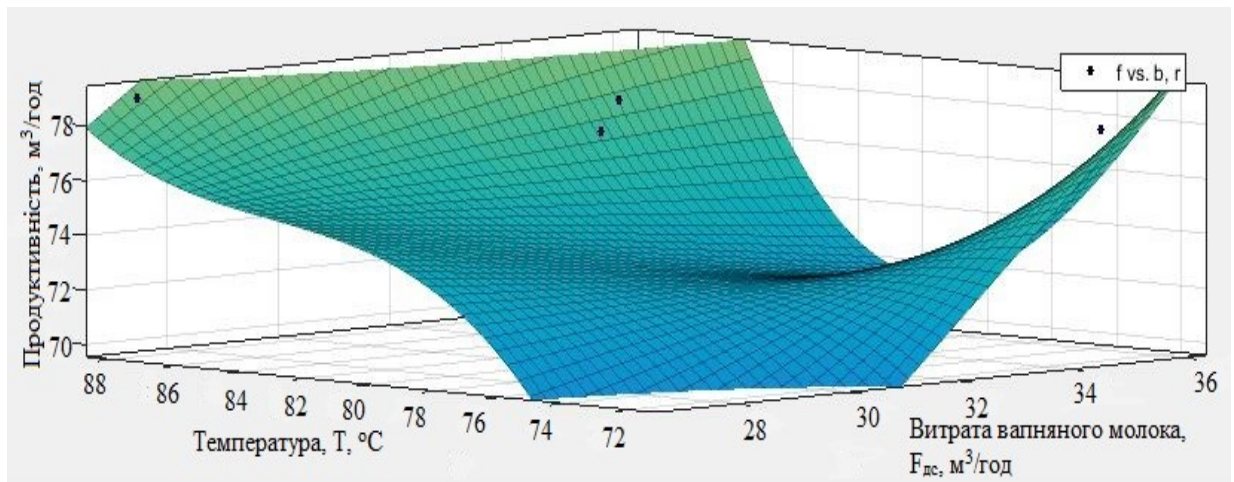


Рис. В.4. Поверхня відгуку моделі для продуктивності основної дефекації:
Критерії адекватності (Е.4.): $R^2=0,96$; $AIC=5,12$; $S_s=0,35$; $F(s)=4,91$

Перша сатурація.

$$pH(F_{dc}, F_{cz}, C_{CO_2}, T_{dc}) = -9,186 + 12,6789F_{dc} - 41,09F_{cz} + \\ + 5,1119C_{CO_2} + 18,101T_{dc} - 6,1087F_{dc}F_{cz} + 2,197F_{dc}C_{CO_2} - \\ - 2,109F_{dc}T_{dc} - 7,208F_{cz}C_{CO_2} + 71,127F_{cz}T_{dc} + \\ + 3,187C_{CO_2}T_{dc} - 5,168F_{cz}^2 + 0,5319F_{dc}^2 + \\ + 1,345C_{CO_2}^2 + 41,879T_{dc}^2 \quad (B.5)$$

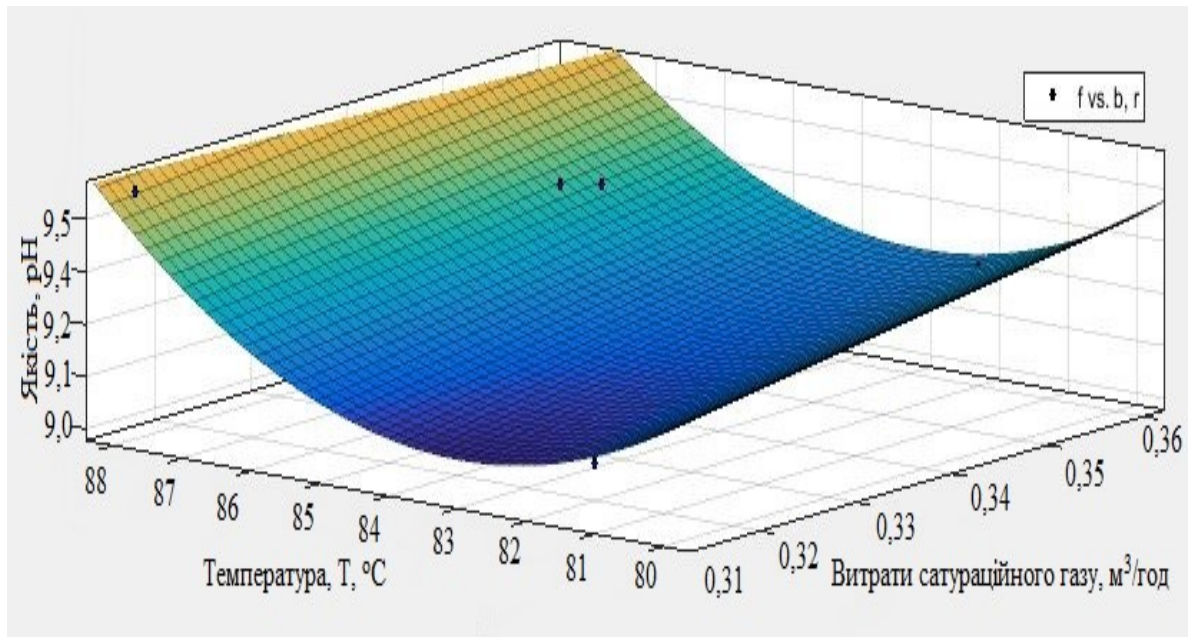


Рис. В.5 Поверхня відгуку моделі для якісного показника першої сатурації

Критерії адекватності (Е.5.): $R^2=0,94$; $AIC=5,01$; $S_s=0,29$; $F(s)=4,25$

$$\begin{aligned}
 F_{dc}(F_{c2}, T_{dc}, C_{CO_2}, C_{CP}, h) = & -187 - 67,101F_{c2} - 19,056T_{dc} + \\
 & + 0,811C_{CO_2} + 8,013C_{CP} + 81,111h - 9,066F_{c2}T_{dc} + 5,8108F_{c2}C_{CO_2} + \\
 & + 32,0135F_{c2}C_{CP} - 3,112F_{c2}h - 2,0811T_{dc}C_{CO_2} - 4,234T_{dc}C_{CP} + \\
 & + 19,109T_{dc}h + 10,197C_{CP}h - 4,298T_{dc}^2 + 0,8771F_{c2}^2 + \\
 & + 4,9823C_{CO_2}^2 - 7,2901C_{CP}^2 + 5,08341h^2
 \end{aligned} \tag{B.6}$$

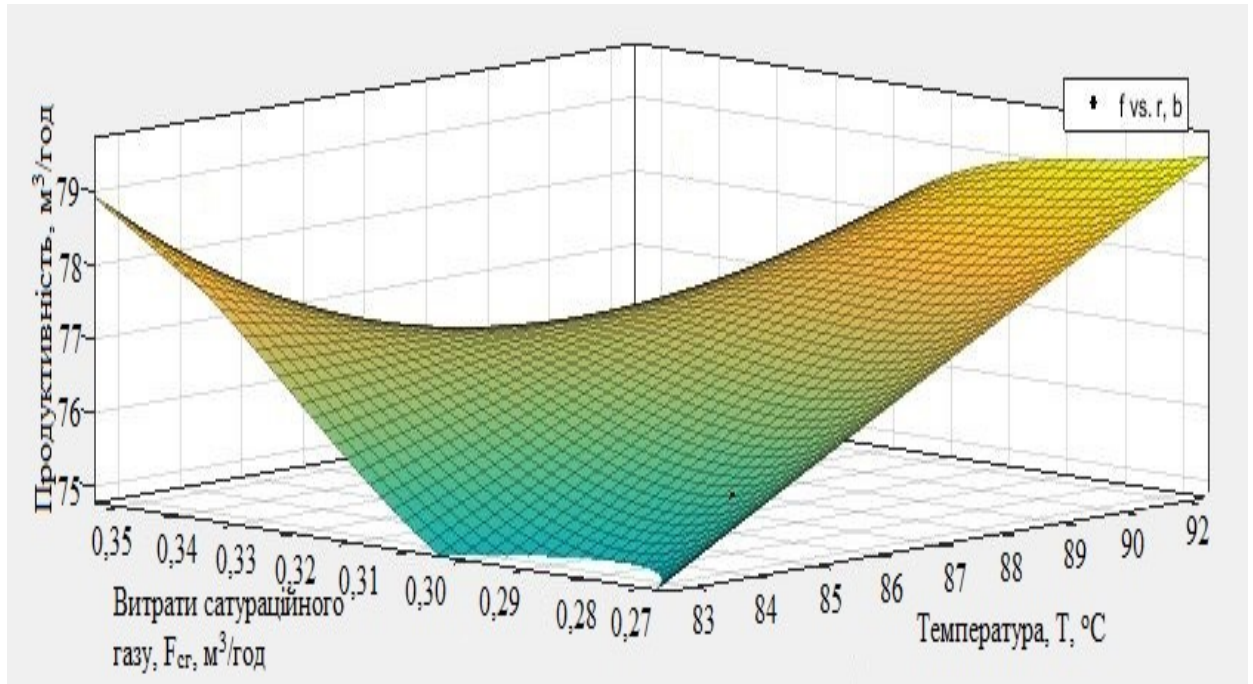


Рис. В.6. Поверхня відгуку моделі для продуктивності першої сатурації:

Критерії адекватності (Е.6.): $R^2=0,88$; $AIC=4,89$; $S_s=0,32$; $F(s)=4,71$

Друга сатурація.

$$\begin{aligned}
 pH(F_{c2}, T_{\partial c}, C_{CO_2}, C_{CP}, F_{CaO}) = & -15,01 - 54,123F_{c2} - 34,982T_{\partial c} + \\
 & + 0,982C_{CO_2} + 6,862C_{CP} + 71,936F_{CaO} - 3,973F_{c2}T_{\partial c} + 7,946F_{c2}C_{CO_2} + \\
 & + 28,361F_{c2}C_{CP} - 1,804F_{c2}F_{CaO} - 1,765T_{\partial c}C_{CO_2} - 9,082T_{\partial c}C_{CP} + \\
 & + 4,095T_{\partial c}F_{CaO} + 9,635C_{CP}F_{CaO} - 2,985T_{\partial c}^2 + 04,729F_{c2}^2 + \\
 & + 5,028C_{CO_2}^2 - 8,027C_{CP}^2 + 8,941F_{CaO}^2
 \end{aligned} \tag{B.7}$$

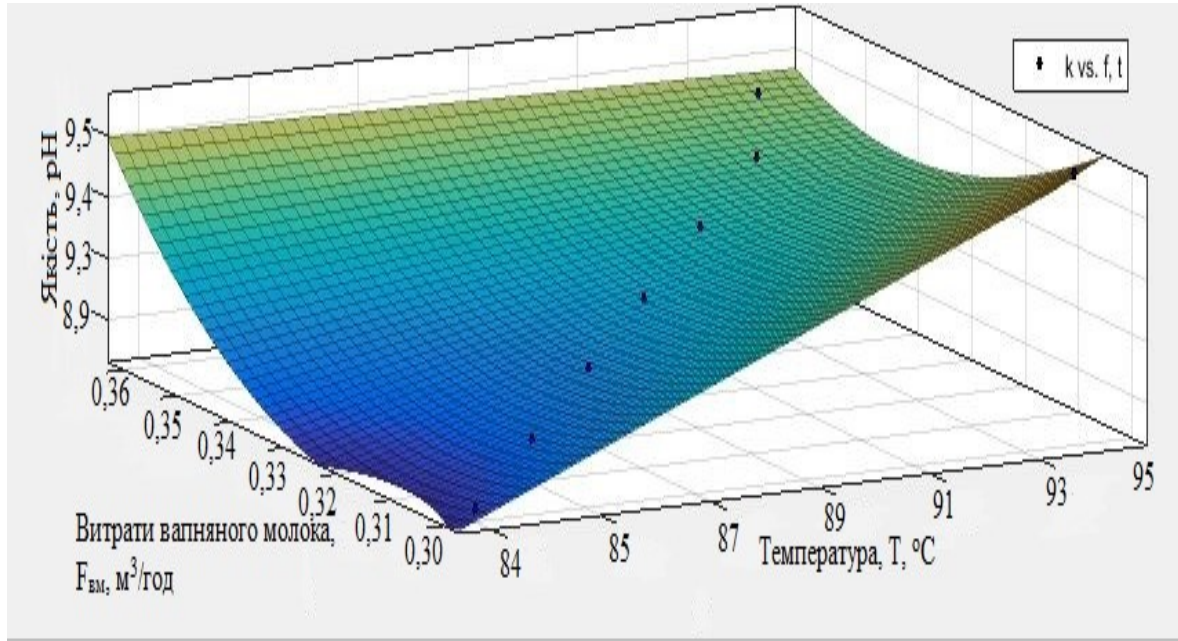


Рис. В.7. Поверхня відгуку моделі для якісного показника другої сатурації

Критерії адекватності (Е.7.): $R^2=0,91$; $AIC=4,89$; $S_s=0,45$; $F(s)=4,41$

$$\begin{aligned}
 F_{\partial c}(F_{c2}, T_{\partial c}, C_{CO_2}, C_{CP}, F_{CaO}, h) = & 0,722F_{c2} + 0,048783T_{\partial c} + \\
 & + 0,19014C_{CO_2} + 0,791639C_{CP} + 0,197761h + \\
 & + 0,18924F_{CaO}C_{CaO} - 0,3913C_{CP} - 0,01668F_{c2}^2 - \\
 & - 0,0813F_{c2}C_{CP} - 0,02087F_{c2}C_{CO_2} - 0,00013F_{CaO}C_{CO_2} - \\
 & - 0,001186C_{CO_2}^2 - 0,0019221hC_{CP}^2 + 0,1789F_{c2}C_{CP} + \\
 & + 0,01924F_{c2}h + 0,03509T_{\partial c}C_{CP} + 0,018763C_{CP}h + \\
 & + 0,1194C_{CP}h + 0,01976C_{CO_2}h - 0,01986C_{CP}^2 - \\
 & - 0,0001087h^2 - 0,001981C_{CP}F_{CaO} - 7.134
 \end{aligned} \tag{B.8}$$

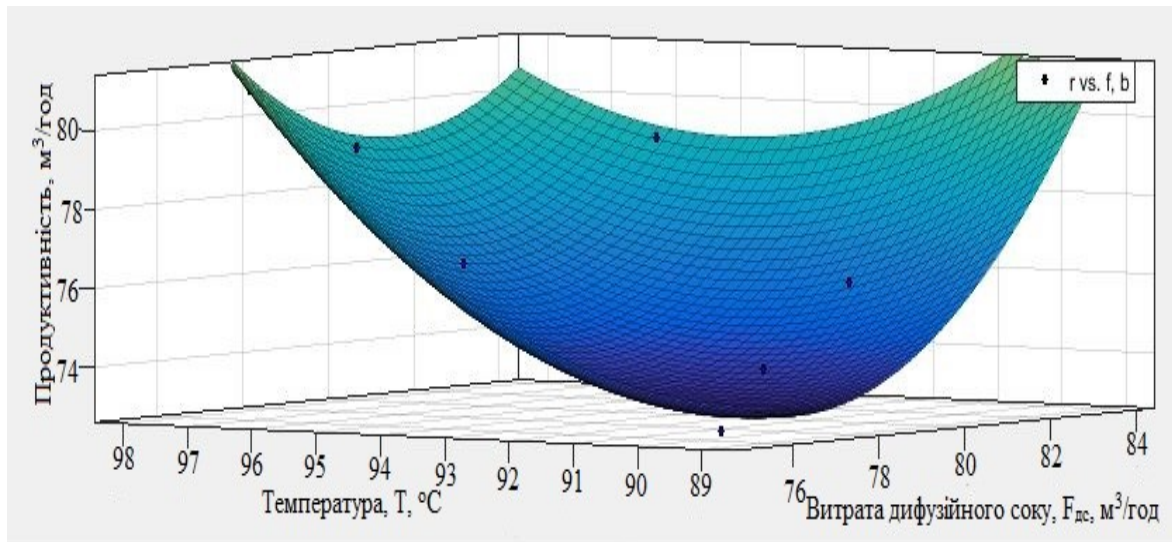


Рис. В. 8. Поверхня відгуку моделі для продуктивності другої сатурації
Критерії адекватності (Е.8.): $R^2=0,96$; $AIC=4,97$; $S_s=0,33$; $F(s)=4,46$

Випарна станція.

$$\begin{aligned}
 D(F_{dc}, F_n, T_{dc}) = & 4,297F_{dc} + 9,016F_n + 0,761T_{dc} - 5,198 \cdot F_{dc}^2 + \\
 & + 0,9716 \cdot F_{dc}F_n + 0,7418F_{dc}T_{dc} - 0,1458F_n - 0,0085T_{dc} - \\
 & - 0,6238F_n^2 - 1,904T_{dc}^2 - 18,28
 \end{aligned}
 \tag{В.9}$$

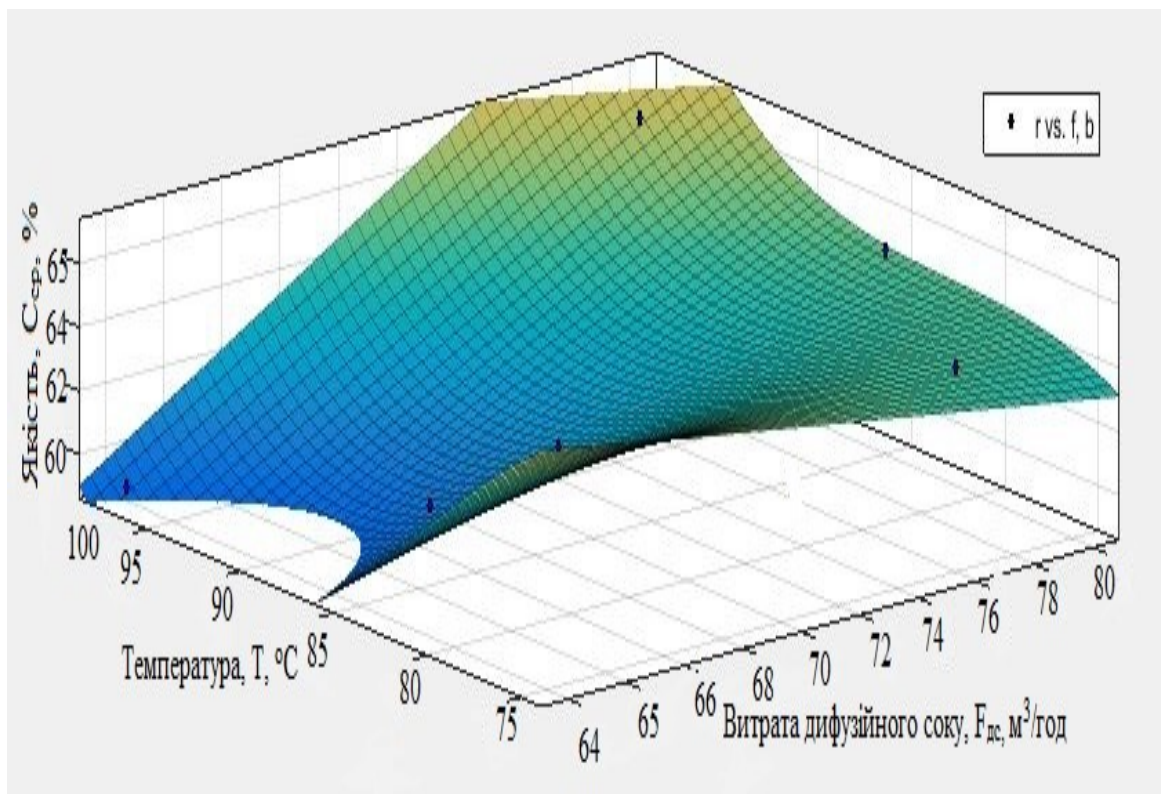


Рис. В.9. Поверхня відгуку моделі для якісного показника випарної станції
Критерії адекватності (Е.9.): $R^2=0,94$; $AIC=5,03$; $S_s=0,41$; $F(s)=4,71$

$$\begin{aligned}
F_c(F_{dc}, F_n, T_{dc}, C_{CP}) = & 0,5681F_{dc} + 0,71901F_n - 0,8611T_{dc} + \\
& + 6,9713C_{CP} - 1,0825T_{dc}F_n + 0,9713F_{dc}T_{dc} + \\
& + 0,7529T_{dc}C_{CP} + 0,86219F_nT_{dc} - 0,863264F_nT - \\
& - 0,00022T_{dc}^2 - 0,4462 \cdot C_{CP}^2 - 0,9033T_{dc}C_{CP} + 7,9045
\end{aligned}
\tag{B.10}$$

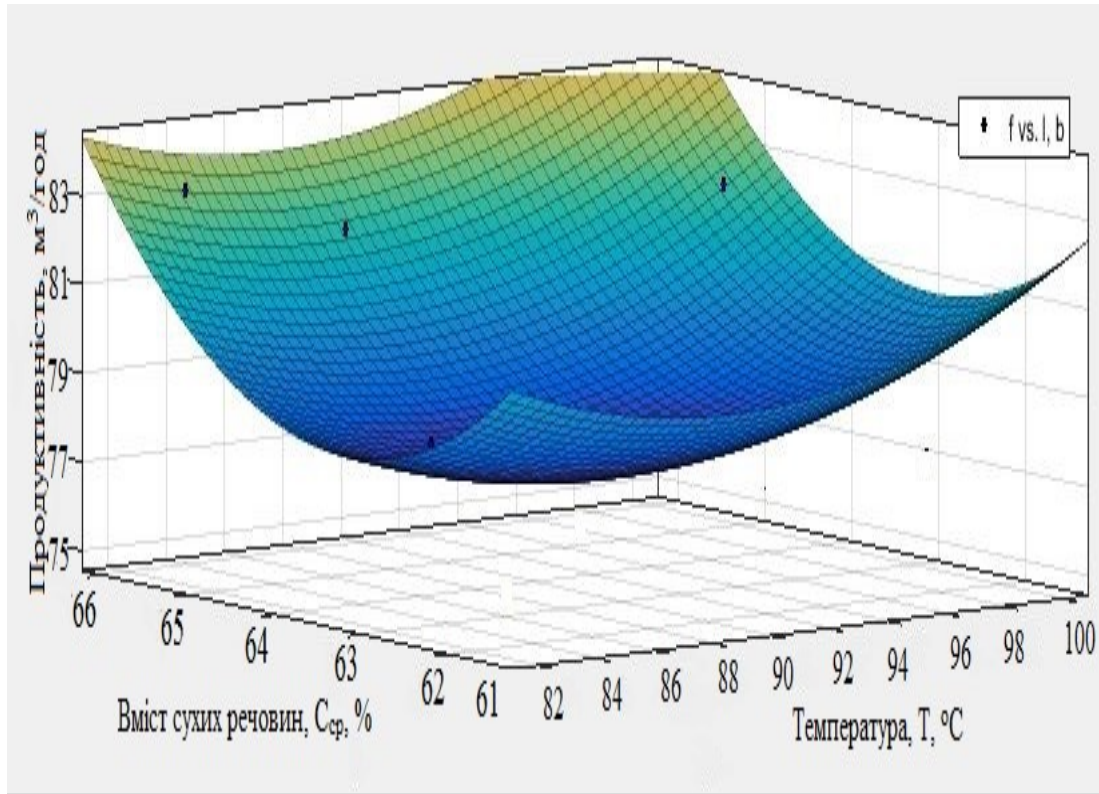


Рис. В. 10. Поверхня відгуку моделі для продуктивності випарної станції
Критерії адекватності (Е.10.): $R^2=0,91$; $AIC=4,98$; $S_s=0,28$; $F(s)=4,19$

де pH - рН дифузійного соку; F_{dc} - витрата дифузійного соку, м³/год; F_{CaO} - витрата вапняного молока на попередню дефекацію, м³/год; $F_{нов}$ - витрата “повернення” на попередню дефекацію, м³/год; T_{dc} - температура дифузійного соку, °С; T_{CaO} - температура вапняного молока, °С; C_{CaO} - густина вапняного молока, кг/м³; C_{CP} - концентрація сухих речовин %; h - рівень в збірнику, м; C_{CO_2} - концентрація сатураційного газу, %; F_{ce} - витрата сатураційного газу, м³/год; F_{CaO} - витрата вапняного молока на другу сатурацію, м³/год; D - доброякісність сиропу; F_n - витрата гріючої пари; F_c - витрата сиропу, м³/год.

Додаток Г

Документи що підтверджують впровадження на виробництві та в навчальний процес

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

ЗАТВЕРДЖУЮ:

Проректор з наукової роботи
Національного університету харчових
технологій

 Сергій ТОКАРЧУК

«__» _____ 2023 р.

АКТ

впровадження результатів науково-дослідних, дослідно-конструкторських і дисертаційних робіт у навчальний процес вищих навчальних закладів

Замовник Національний університет харчових технологій
(найменування організації, установи)

ректор НУХТ Шевченко О.Ю.
(П.І.Б. керівника)

Дійсним актом підтверджується, що результати: дисертаційної роботи на тему: «Інтелектуальне сценарно-синергетичне керування технологічним комплексом цукрового заводу»

(найменування теми)

виконаної кафедрою автоматизації та комп'ютерних технологій систем управління НУХТ
(найменування кафедри)

виконуваної з вересня 2018 р. по серпень 2022 р.
(термін виконання)

впроваджені у навчальний процес кафедри автоматизації та комп'ютерних технологій систем управління
(найменування структурного підрозділу, де здійснювалось впровадження)

1. Вид впроваджених результатів: Удосконалена методологія побудови синергетичних регуляторів на основі поточної ідентифікації значень параметрів порядку об'єкта та забезпечення оптимальної траєкторії в атракторах. Опубліковано тези доповідей.
(технологія, обладнання, методики, тощо)

2. Форма впровадження: розділи теоретичних тем лекційних занять, лабораторні роботи.

3. Новизна результатів науково-дослідних робіт: Вперше на основі факторно-цільового та ситуаційного аналізу розроблені сценарії керування

технологічним комплексом цукрового заводу, що дозволить реалізувати у певних ситуаційно-значущих зонах технологічних параметрів ресурсоощадне керування.

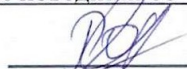
Вперше розроблені алгоритми багатокритеріального керування ТК цукрового заводу в умовах невизначеності та конфліктності, що дозволили забезпечити відмінні кондиції продукції, підвищення продуктивності виробництва та економію ресурсів.

Удосконалена методологія побудови синергетичних регуляторів на основі поточної ідентифікації значень параметрів порядку об'єкта та забезпечення оптимальної траєкторії в аттракторах.

4. Перелік курсів і дисциплін, у рамках яких викладені результати НДР: результати роботи використано у навчальному процесі кафедри автоматизації та комп'ютерних технологій систем управління під час викладання дисципліни «
» для здобувачів спеціальності 151 «Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології» освітньо-наукової програми «Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології» ступеня «доктор філософії» та у науково-дослідній роботі здобувачів.

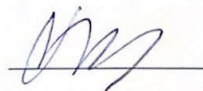
5. Соціальний і науково-технічний ефект: Вперше розроблені алгоритми багатокритеріального керування ТК цукрового заводу в умовах невизначеності та конфліктності, що дозволили забезпечити відмінні кондиції продукції, підвищення продуктивності виробництва та економію ресурсів. Одержали подальший розвиток математичні моделі ТК цукрового заводу у відповідності з особливостями прояву атрактивної поведінки об'єкта.

Аспірант



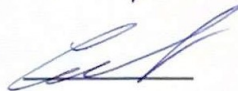
Олександр РОМАЩУК

Керівник



Василь КИШЕНЬКО

Зав. кафедри



Ярослав СМІТЮХ

Рис. Г.1. Довідка, що підтверджує впровадження в навчальний процес

ТОВ "ПРИЗМА - 14"

09812, Київська обл., Білоцерківський р-н., с. Кашперівка,
вул. Богдана Хмельницького, 30
Р/р UA213006140000026009500042288 в АТ „Креді Агроколь Банк”, МФО 300614, ЗКПО
31200837
Свідоцтво № 100329116, ІПН 312008326505, т/ф (04560) 2-63-32, 067-501-98-10
E-mail: prizma14@ukr.net

Вих. № 85

Від 31. 03. 2023 р.

Довідка

Видана Ромашуку Олександр Миколайовичу в тому, що результати його дисертаційної роботи під керівництвом професора Кишенька В.Д. (Інтелектуальне сценарно-синергетичне керування технологічним комплексом цукрового заводу) після експериментальних випробувань будуть використовуватися при вдосконаленні систем автоматизованого керування технологічними процесами ТОВ «Призма-14» («Кашперівський цукровий завод»)

Головний технолог

Директор



В.В. Жолновацька

О.М. Корчемна