

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ  
СУМСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ  
Кафедра комп'ютеризованих систем управління

ЗАТВЕРДЖУЮ  
Зав. Кафедри КСУ  
\_\_\_\_\_ Леонт'єв П.В.  
\_\_\_\_\_ 2023р.

**КВАЛІФІКАЦІЙНА РОБОТА МАГІСТРА**

зі спеціальності 151 – Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології  
на тему:

«Керування режимами процесів виробництва цукру»

Керівник:

к. т. н., доцент

Дипломник:

Студент групи СУ.м-21

Чухно Ю. О.

Суми 2023

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ  
СУМСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ  
Кафедра комп'ютеризованих систем управління

ЗАТВЕРДЖУЮ:  
Зав. кафедри КСУ  
\_\_\_\_\_ П.В. Леонт'єв  
\_\_\_\_\_ 2023 р.

**ЗАВДАННЯ**

на кваліфікаційну роботу магістра студенту  
Чухно Ю. О.

1. Тема кваліфікаційної роботи: «Керування режимами процесів виробництва цукру» затверджена наказом ректора СумДУ № 1097-VI від " 9" жовтня 2023 р.
2. Термін здачі студентом закінченої роботи "10" грудня 2023 р.
3. Вихідні дані до кваліфікаційної роботи: звіт з переддипломної практики, публікації, статті.
4. Зміст кваліфікаційної роботи (питання, що підлягають розробленню):  
*аналіз параметрів, що характеризують процеси виробництва цукру;*  
*формування завдань керування процесами виробництва цукру;*  
*розробка моделей процесів виробництва цукру та побудова регуляторів;*  
*розробка SCADA системи та програмного забезпечення.*
5. Перелік графічних матеріалів: 35 рисунків.
6. Календарний план виконання роботи

Номер етапу	Зміст етапу виконання роботи	Термін виконання
1	Проаналізувати параметри, що характеризують процеси виробництва цукру	07.11.2023- 15.11.2023
2	Сформулювати завдання керування процесами виробництва цукру	10.11.2023- 15.11.2023
3	Розробити моделі процесів виробництва цукру та побудувати регулятори	08.11.2023- 29.11.2022
4	Проаналізувати результати моделювання та обґрунтувати вибір мікропроцесорних засобів	15.11.2022- 3.12.2022
5	Розробити SCADA систему та програму регулятора на мові FBD	4.12.2022- 11.12.2022

6	Оформлення матеріалів кваліфікаційної роботи	12.12.2023- 15.12.2023
---	--	---------------------------

7. Дата видачі завдання "6" листопада 2023 р.

Керівник проекту:

К. Т. Н., доцент

(науковий ступінь, вчене звання, посада)

\_\_\_\_\_

(підпис)

Кулінченко Г.В.

(прізвище, ініціали)

До виконання прийняв:

студент гр. СУ.м-21

(шифр групи)

\_\_\_\_\_

(підпис)

Чухно Ю. О.

(прізвище, ініціали)

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ  
СУМСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ  
Кафедра комп'ютеризованих систем управління

Пояснювальна записка  
до кваліфікаційної роботи магістра

Керування режимами процесів виробництва цукру

Керівник:

к.т.н., доцент

Кулінченко Г.В

Дипломник:

Студент групи СУ.м-21

Чухно Ю.О.

## Реферат

Чухно Ю. О. Керування режимами процесів виробництва цукру. Кваліфікаційна робота. Сумський державний університет. Суми, 2023 р.

Кваліфікаційна робота містить 65 аркушів, 35 рисунків. При виконанні кваліфікаційної роботи використано 26 літературних джерел.

Метою роботи є підвищення ефективності керування процесами виробництва цукру. Поставлена мета досягається на базі ідентифікації параметрів об'єкту керування, моделювання процесів дифузії, випаровування та вакуумного сушіння. По результатам аналізу параметрів, що характеризують процеси виробництва цукру, сформовані завдання функціонування обладнання цукрового виробництва, виділені основні канали керування, що впливають на ефективність процесів виробництва цукру.

Відповідно до завдань керування режимами обладнання, розроблені математичні моделі процесів об'єкта керування:

- модель контуру регулювання температури дифузійної установки;
- модель контуру регулювання рівня суміші дифузійної установки;
- модель контуру регулювання співвідношення стружка / вода;
- модель контуру керування концентрацією сухих речовин.

Розглянуті моделі досліджуваного об'єкта керування характеризуються різними сталими часу та ступенем лінійності, що не дає змоги використовувати типові ПІД регулятори із відповідними налаштуваннями. Врахування параметрів розроблених моделей обумовило підходи до досліджень різних типів регуляторів, які б могли забезпечити необхідну якість регулювання, відповідно до сформульованих критеріїв керування.

Впровадження технічних засобів різних виробників, які зазвичай несумісні між собою обумовлює вибір уніфікованих апаратно- програмні засоби, які забезпечують взаємозамінність та надійність функціонування системи.

Різна динаміка технологічних процесів виробництва цукру обумовила вибір модульної структури побудови системи керування, яка базується на ПЛК фірми «МІКРОЛ» (м. Ів-Франківськ). Опрацьовано НМІ керування процесом дифузії та

випарної установки. Розглянутий варіант розбудови SCADA –системи передбачає використання середовища Visual Intellect V2.0, що ґрунтується на платформі операційної системи WINDOWS.

*Ключові слова:* регулятор, стала часу, модель, ПЛК, контур керування, SCADA.

### **Abstract**

Chukhno Y.O. Control of sugar production processes. Qualification work. Sumy State University. Sumy, 2023

The qualification work contains 65 sheets, 35 drawings. 26 literary sources were used during the completion of the diploma project.

The purpose of the work is to increase the efficiency of management of sugar production processes. The set goal is achieved on the basis of the identification of the parameters of the control object, modeling of the processes of diffusion, evaporation and vacuum drying.

According to the results of the analysis of the parameters characterizing sugar production processes, the tasks of sugar production equipment functioning were formed, the main control channels affecting the efficiency of sugar production processes were identified.

In accordance with the tasks of managing equipment modes, mathematical models of the processes of the control object were developed:

- a model of the temperature control circuit of the diffusion installation;
- a model of the circuit for regulating the mixture level of the diffusion installation;
- model of the chip/water ratio control circuit;
- the model of the control circuit of the concentration of dry substances.

The considered models of the studied control object are characterized by different time constants and the degree of linearity, which makes it impossible to use typical PID controllers with appropriate settings. Taking into account the parameters of the developed models led to approaches to the research of various types of regulators that could ensure the necessary quality of regulation in accordance with the formulated control criteria.

The introduction of technical means of different manufacturers, which are usually incompatible with each other, determines the choice of unified hardware and software means that ensure interchangeability and reliability of system functioning.

Different dynamics of technological processes of sugar production determined the choice of a modular structure for the construction of the control system, which is based on the PLC of the company "MICROL" (Iv-Frankivsk). HMI control of the diffusion process and evaporation plant was developed. The considered version of the development of the SCADA–system involves the use of the Visual Intellect V2.0 environment, which is based on the WINDOWS operating system platform.

*Key words:* controller, time constant, model, PLC, control loop, SCADA.

## ЗМІСТ

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ.....	9
ВСТУП .....	<u>10</u>
1 АНАЛІЗ ПАРАМЕТРІВ, ЩО ХАРАКТЕРИЗУЮТЬ ПРОЦЕСИ ВИРОБНИЦТВА ЦУКРУ .....	12
1.1 Керування процесом дифузії .....	17
1.2 Керування процесами дефекосатурації .....	18
1.3 Випаровування .....	20
1.4 Вакуум сушка (кристалізація) .....	21
2 ФОРМУВАННЯ ЗАВДАНЬ КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСАМИ ВИРОБНИЦТВА ЦУКРУ .....	23
2.1 Завдання керування дифузійною установкою .....	23
2.2 Завдання керування випарною установкою .....	26
3 РОЗРОБКА МОДЕЛЕЙ ПРОЦЕСІВ ВИРОБНИЦТВА ЦУКРУ ТА ПОБУДОВА РЕГУЛЯТОРІВ .....	28
3.1. Моделювання процесів дифузійної установки .....	28
3.2 Моделювання процесів випарної установки .....	46
4. РОЗРОБКА SCADA СИСТЕМИ ТА ПРОГРАМНОГО ЗАБЕЗПЕЧЕННЯ ...	53
4.1 Мета і завдання, що вирішуються при створенні АСУ ТП .....	53
4.2 Вибір ПЛК для реалізації проекту .....	54
4.3 Екранна візуалізація та керування.....	57
ВИСНОВОК.....	62
СПИСОК ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ .....	63



## ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ

АПК – апаратно програмний комплекс

АСУ ТП– автоматизована система управління технологічним процесом

АРМ – автоматизоване робоче місце

ВУ – випарна установка

pH– показник кислотності

ОК – об'єкт керування

ПД –пропорційно диференційний регулятор,

ПІД– пропорційно інтегральний диференційний регулятор

ПЗ – Програмне забезпечення

ПЛК – програмований логічний контролер

РР– релейний регулятор

СР – місткість сухих речовин у сиропі

ФБ – функціональні блоки

НМІ– людино машинний інтерфейс

SCADA – Supervisory Control And Data Acquisition.

## ВСТУП

Незважаючи на тривалу історію розвитку технологій виробництва цукру, ця галузь все ще залишається найбільш енерговитратною. При цьому основним фактором, що визначає об'єм енерговитрат, є витрати пари на технологічні потреби. Логічним напрямком зменшення енерговитрат цукрової промисловості України є вдосконалення технічної бази діючих виробництв [1].

Внаслідок стрімкого зростання вартості природного газу, яке спостерігається з 2005 року, почалося практичне впровадження енергозберігаючих заходів по зменшенню питомих витрат палива. Згадані заходи здійснюються завдяки факторам, що вдосконалюють технологічний процес та дозволяють використовувати сучасне обладнання. Додатковим заходом енергозбереження є утилізація енергії теплоти вторинних джерел. Такими джерелами можуть бути утфельна пара та конденсат.

Аналіз заходів по енергозбереженню показує, що утримання оптимальних режимів роботи випарної установки, ефективне уварювання утфелю з використанням циркуляційних вакуум-апаратів, забезпечується лише з використанням мікропроцесорних засобів автоматизації.

В свою чергу, алгоритми керування процесами виробництва цукру повинні забезпечувати реалізацію комплексних енергозберігаючих заходів. Ці заходи діють лише в результаті вирішення задач компенсуючих заходів по підтримці концентрації сиропу та створенню потенціалу економії пари.

«Надмірне захоплення енергозберігаючими заходами, що можуть бути віднесені до комплексних, може мати і негативні наслідки через порушення балансу продуктивностей випарної установки та цукрового заводу в цілому. Якщо не передбачено заходів для коригування продуктивності випарної установки, виникає необхідність частотої подачі води в очищений сік або в корпуси випарки. Це призводить до того, що значна частка отриманого ефекту з економії енергоресурсів втрачається» [1].

**Метою роботи** є підвищення ефективності керування процесами виробництва цукру.

Ця мета досягається в результаті розробки відповідного регулятора, що враховує взаємозв'язок та взаємовплив параметрів процесів виробництва цукру.

Для досягнення поставленої мети повинні бути вирішені наступні завдання;

1. Ідентифікувати параметри об'єкту керування.
2. Розробити математичну модель керування процесами дифузійної установки.
3. Дослідити можливості налаштувань регулятора каналу випаровування.
4. Оцінити ефективність регулятора при дії збурень параметрів процесу.

## 1 АНАЛІЗ ПАРАМЕТРІВ, ЩО ХАРАКТЕРИЗУЮТЬ ПРОЦЕСИ ВИРОБНИЦТВА ЦУКРУ

Факторами, що визначають напрямок та об'єм аналізу процесів виробництва цукру, є критерії оцінки функціонування процесу. Відповідно до мети автоматизації виробництва, яка може бути спрямована на покращення показників якості або збільшення надійності чи ефективності, можна розглядати варіанти реалізації системи керування процесами. При цьому під енергоефективністю можна розуміти і «зменшення впливу на довкілля як результат економії енергоресурсів і зменшення викидів парникових газів. Ефективне регулювання роботи усіх підрозділів цукрового заводу через удосконалення автоматизованих систем управління технологічними процесами може комплексно оптимізувати виробництво, а це забезпечить покращення якості продукції до міжнародних вимог, зменшить споживання енергії та мінімізує вплив на довкілля» [2].

Удосконалення автоматизованих систем керування здійснюється на базі аналізу технологічних процесів виробництва цукру. Ці процеси мають наступну послідовність:

- подача буряків та очищення їх від домішок;
- отримання дифузійного соку з бурякової стружки;
- очищення дифузійного соку;
- згущення соку випарюванням;
- варіння утфелю та отримання кристалічного цукру;
- сушіння, охолодження та зберігання цукру-піску.

Згадані процеси здійснюються з допомогою обладнання, яке об'єднується в технологічну лінію, яка зображена на рис. 1.

До мийної машини 6 буряковий потік спрямовується за допомогою гідравлічного конвеєра 1. По довжині цього конвеєра послідовно встановлені соломомо та бадилля пастки 2 та пастки для каміння 4. Інтенсифікація очищення досягається завдяки подаванню потоку повітря через поглиблення 3. Після відділення легких і тяжких домішок, а також видалення транспортерно-мийної води у водовідділювачі 5 буряк надходить у мийну машину. У цій машині здійснюється

остаточне очищення буряків. Для запобігання попаданню дрібних шматків буряків та їх хвостиків у стічні води, використовується сепаратор.

Очищення буряків завершується у зрошуючому пристрої 7, після чого сировина норією 8 піднімається на конвеєр 9, де електромагніт 10 уловлюються металеві предмети, які могли потрапити до потоку.

Після зважування на вагах 11 буряки з бункера 12 спрямовують у машини бурякорізки 13. У цих машинах отримується цукрова стружка, яка повинна бути пластинчастого або ромбоподібного перерізу, товщиною 0,5... 1,0 мм та пружною. Далі бурякова стружка конвеєром 14 подається до дифузійної установки 15.

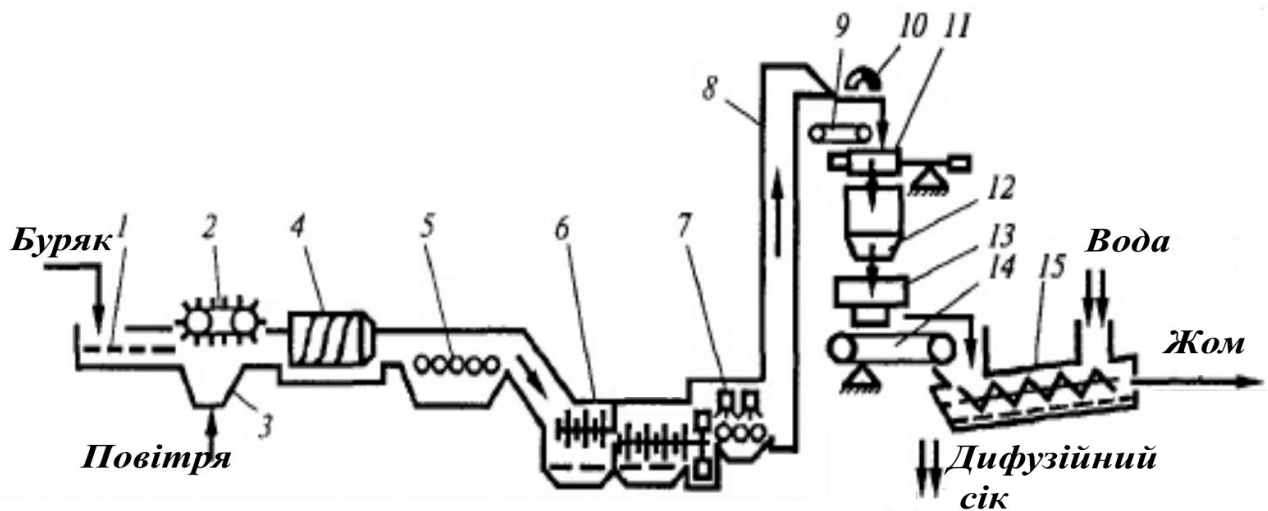


Рис. 1а.– Технологічна схема підготовки буряків до дифузійного процесу.

1 –гідралічний конвеєр; 2 –пастка бадилля; 3 – поглиблення для подавання повітря; 4 – пастка каміння; 5 – водовідділювач; 6 – миюча машини; 7 – зрошуючий пристрій; 8 – норія; 9 – конвеєр; 10 – електромагніт; 11 – ваги; 12 – бункер; 13 – бурякорізка; 14 – стрічковий конвеєр з вагами; 15 – дифузійна установка.

Цукор, що розчинений у буряковому соці стружки, витягується з клітин протиплинною дифузією. При цьому бурякова стружка з головної частини агрегату переміщується до хвостової частини. Завдяки дифузії висолоджуюча вода у русі назустріч екстрагенту віддає йому цукор. В результаті дифузії екстрагент в якості дифузійного соку надходить на фільтрацію. У той же час із хвостової частини агрегату виводиться стружка у вигляді жому, який сушиться після дифузійних установок та брикетується.

Таким чином отримання дифузійного соку здійснюється при температурі  $t=70-75^{\circ}\text{C}$ , з показником лужності  $\text{pH}=6,0-6,5$ , в результаті чого утворюється однорідна суміш, що використовується для подальшого отримання сахарози.

Етап очищення дифузійного соку ілюструється технологічною схемою, що представлена на рис. 1б.

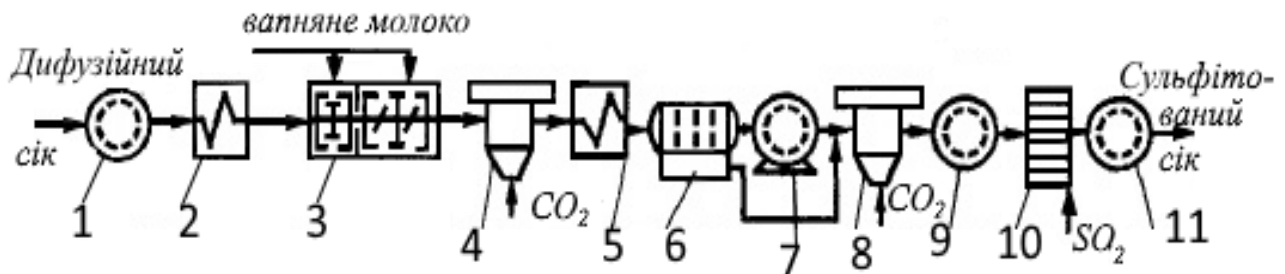


Рис. 1б. – Технологічна схема очищення дифузійного соку.

1 – фільтр; 2 – підігрівач; 3 – апарат дефекації; 4 – котел I сатурації; 5 – підігрівач; 6 – гравітаційний відстійник; 7 – вакуум фільтр; 8 – котел II сатурації; 9 – фільтр; 10 – котел сульфитації; 11 – фільтр.

Дифузійний сік пропускається через фільтр 1 (рис. 1б), підігрівається у пристрої 2 і направляється в апарати попередньої і основної дефекації 3. В результаті коагуляції дифузійний сік очищується від білків і барвників. Крім цього, в апараті осаджується ряд аніонів, що дають нерозчинні солі з іоном кальцію, який міститься у вапняному молоці (розчин вапна). Вапняне молоко вводиться в сік за допомогою дозуючих пристроїв.

Дефекований сік подається в котел першої сатурації 4, де він додатково очищається шляхом адсорбції розчинних нецукрів і, особливо, барвників на поверхні частинок дрібного осаду  $\text{CaCO}_3$ . Цей осад утворюється при пропусканні газу  $\text{CO}_2$  через дефекований сік. Сік першої сатурації подається через підігрівач 5 у гравітаційний відстійник 6. У відстійниках сік ділиться на освітлену (80% всього соку) і згущену суспензію, що надходить на вакуум-фільтри 7.

Після фільтрування сік надходить до апарату другої сатурації 8, де з соку видаляється вапно. Додаткова фільтрація другої сатурації здійснюється у фільтрі 9, звідки відфільтрований сік подається в сульфитаційний котел 10. Обробка соку спалюванням  $\text{SO}_2$  (діоксиду сірки) дає змогу зменшити кольоровість соку.

Сульфітований сік направляють на станцію фільтрів 11, а потім через підігрівачі цей сік надходить до випарної станції. При цьому у процесі очищення дифузійного соку передбачається утримання параметрів, значення яких наведено у Табл. 1.

Табл. 1. Параметри процес очищення дифузійного соку

Технологічна операція	Параметри	Фізико-хімічні зміни	Мета операції
дефекація	$C_{\text{вапна}}=2,5\%$ до заг. маси буряка, $t=88-90^{\circ}\text{C}$ , $\tau=10$ хв.	Обробка вапняним молоком, утворення осаду	Нейтралізація фосфорної, лимонної, винної кислот
I-сатурація	$t=80-85^{\circ}\text{C}$ , $\tau=10$ хв. $\text{pH}=11$	Обробка сатураційним газом, очищення соку від вапняного молока	Очищення соку від вапняного молока
II-сатурація	$t=101-102^{\circ}\text{C}$ , $\tau=10$ хв.	Розкладання $\text{CaCO}_2$ і утворення $\text{CaCO}_3$	Видалення вапня та солей кальцію
Сульфітація	$\text{pH}=8,5-8,8$	Обробка соку діоксидом сірки	Знебарвлення та знезараження соку

Випарні установки забезпечують згущення соку другої сатурації до концентрації густого сиропу, в результаті чого вміст сухих речовин (СР) збільшується з 15% до 65 ... 70%.

Наступні операції ілюструються схемою, що зображена на рис. 1в.

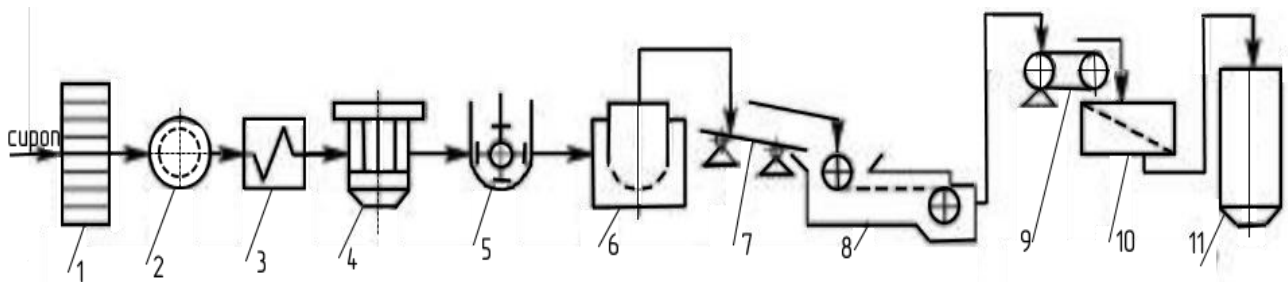


Рис. 1в – Технологічна схема уварювання сиропу

1 – сульфітатор; 2 – станція фільтрації; 3 – підігрівач сиропу; 4 – вакуум-апарати; 5 – мішалка; 6 – центрифуги; 7 – вібраційний конвеєр; 8 – сушильно- охолоджуюча установка; 9 – стрічковий конвеєр з вагами; 10 –вібросито; 11 – силоси

Отриманий сироп направляється в сульфітатор 1, а потім на станцію фільтрації 2. Фільтрований сироп підігрівається в підігрівачі 3, звідки надходить у вакуум-апарати першого продукту 4. Сироп у вакуум-апаратах уварюється до пересичення, цукор виділяється у вигляді кристалів. Продукт, отриманий після уварювання, називається утфелем. Він містить близько 7,5% води і близько 55% цукру, що викристалізувався.

Сироп уварюють у періодично діючих вакуум-апаратах. Утфіль першої кристалізації з вакуум - апаратів надходить у приймальну утфелемішалку 5, звідки його направляють у розподільну мішалку, а потім в центрифуги 6 де під дією відцентрової сили кристали цукру відокремлюються від міжкристальної рідини. Ця рідина називається першим відтіком. Чистота першого відпливу 78%, що значно нижче за чистоту утфелю.

Щоб отримати з центрифуги білий цукор, його кристали промивають невеликою кількістю гарячої води - пробілюють. При пробілюванні частина цукру розчиняється, тому з центрифуги відходить відтік більш високої чистоти другий відтік.

Другий і перший відтоки подають у вакуум-апарат другої (останньої) кристалізації, де отримують утфель другої кристалізації, що містить близько 50% кристалічного цукру. Цей утфель поступово охолоджують до температури 40°C при перемішуванні в утфелемішалках –кристалізаторах. При цьому додатково викристалізовується ще деяка кількість цукру. Нарешті, утфель другої кристалізації прямує до центрифуги, де від кристалів цукру відокремлюється меляса, яка є відходом цукрового виробництва, оскільки отримання з неї цукру шляхом подальшого згущення та кристалізації нерентабельно. Жовтий цукор другої кристалізації рафінують першим відпливом, отриманий утфель направляється у розподільну мішалку, а потім до центрифуги. Отриманий цукор розчиняється, і сік надходить у лінію виробництва.

Білий цукор, що вивантажується з центрифуг 6, має температуру 70°C і вологість 0,5% при пробілюванні парою або вологість 1,5% при пробілюванні водою. Він потрапляє на віброконвеєр 7 і транспортується в сушильно-охолоджувальну установку 8.



Після сушіння цукор-пісок надходить на ваговий стрічковий конвеєр 9 і далі на вібросито 10. Грудочки цукру відокремлюються, розчиняються і повертаються в продуктивний цех. Товарний цукор-пісок надходить у силоси 11.

Із розгляду технологічної схеми виробництва цукру видно [3], що якість реалізованих функцій систем керування залежить від загальних зв'язків усіх процесів між собою.

У той же час аналіз відомих методів керування матеріальними потоками цукрового виробництва показав [4], що основним недоліком побудови систем керування є прагнення домогтися найкращих значень параметрів для кожного керуваного процесу. При цьому не враховуються вплив параметрів пов'язаних процесів, оскільки використовуються лише часткові критерії. Відповідно, результати, що отримуються при керуванні загальним процесом, є умовно оптимальними. Для безумовно оптимального рішення необхідно розглядати всі процеси у взаємозв'язку, використовуючи поряд з приватними критеріями універсальний комплексний критерій вартісного типу, який має бути інтегральним і відображати вплив якості сировини, втрат цукру та витрат на ефективність виробництва в цілому.

Специфічність виробництва цукру полягає в тому, що при поліпшенні показників функціонування однієї фази виробництва може призвести до погіршення показників інших фаз виробництва, які об'єднані в систему. Тому представляється логічним крок, який передбачає перехід від локальних систем керування фаз процесу до побудови керуючих систем оптимізації всього виробництва.

Для реалізації згаданого кроку необхідно розглянути основні ділянки виробництва цукру, взаємодія яких описана раніше: дифузія, очищення, випарювання, кристалізація.

### *1.1 Керування процесом дифузії*

Для отримання дифузійного соку, насиченого цукром, у дифузійному апараті підтримуються наступні параметри процесу:

- температура проведення процесу дифузії 68 – 70 °С;
- тривалість дифузійного процесу 65 – 75 хв;

- значення рН екстрагенту 55 – 58;
- витрати бурякової стружки 270 – 300 т / год.

Регулятори, що зазвичай використовуються в локальних системах автоматизації дифузійних апаратів, будуються по схемі одного вимірювального каналу. Відповідно, врахувати вплив збурень на параметри, що регулюються, досить складно. До того ж побудувати оптимальну систему керування всім комплексом майже неможливо.

Тому система автоматизації дифузійного апарату з ухилом застосовують наступні контури регулювання:

- контур питомого навантаження апарата;
- контур рівня в головній частині апарату;
- контур вмісту цукру в дифузійному соку;
- контур температурного режиму апарату;
- контур подачі жомопресової води.

При цьому контролюються витрати бурякової стружки, витрати живильної води, витрати води від пресування жому, лужність рН дифузійного соку

### 1.2 Керування процесами дефекосатурації

В результаті хімічних реакцій *нецукри*, що містяться у дифузійному соці, взаємодіють із вапняковим молоком, вуглекислим газом, газом діоксиду сірки та видаляються з соку процесами попередньої, холодної та гарячої дефekaції. Додатково проводиться I-а і II-а сатурація, також сульфитація (рис. 1б). Осад з соку видаляється з використанням фільтрового обладнання.

Для керування процесами дефекосатурації задіяні контури керування, які виконують функції, що вказані в Табл. 2.

Табл. 2. Перелік контурів керування

Но-мер	Найменування функції/сигналу	Діапазон	Примітка
1	Стабілізація температури після нагрівача	85-95°C	
2	Стабілізація витрати соку в преддефекаторі	150-170 м <sup>3</sup> /год	

3	Стабілізація витрати соку у холодному дефекаторі	150-170 м <sup>3</sup> /год	
4	Стабілізація витрати соку у гарячому дефекаторі	150-170 м <sup>3</sup> /год	
5	Стабілізація витрати соку із збірника 2	150-170 м <sup>3</sup> /год	
6	Стабілізація витрати вапнякового молока у преддефекаторі	25-35 м <sup>3</sup> /год	
7	Стабілізація витрати вапнякового молока у холодному дефекаторі	25-35 м <sup>3</sup> /год	
8	Стабілізація витрати соку у гарячому дефекаторі	25-35 м <sup>3</sup> /год	
9	Стабілізація рН після сатуратора	11 од. рН	
10	Співвідношення витрат соку між відділеннями 1-ї сатурації та дифузії	150-170 м <sup>3</sup> /год	

Як видно із цієї таблиці, при керуванні процесами очищення дифузійного соку основна увага приділяється узгодженню значень витрат сокових потоків. Це пов'язано з тим, що процес є безперервно діючим, проте неритмічність, основного та допоміжного технологічних потоків створює характерні збурення параметрів процесу, значення яких доходять до 30%. Відповідно, для згладжування цих збурень в результаті регулювання створюється необхідний запас регулюючого середовища, зокрема сатураційного газу, вапняного молока і т. і.

До цих же заходів відносяться завдання керування надходженням рідини із збірника розливів на преддефекатор. Суттєве значення має процес рівномірного зливання соку із переддефекатора у дефекатор, оскільки при пульсуючому характері переміщення рідини відбувається захоплення газу (повітря або пари). Додатковий газ, проходячи через трубопровід подавання вапняного молока, створює умови появи піни в дозаторі вапняного молока, що призводить до похибок керування процесом.

Стабілізація параметру рН соку здійснюється шляхом впливу на положення засувки, які монтуються на трубопроводі подавання сатураційного газу.

Суттєвим параметром, що визначає якість процесу сатурації, є температура підігрівачів соку після дифузійної установки та перед другою сатурацією.

### *1.3 Випаровування*

Враховуючи те, що кількість соку, що надходить на випарювання та відбір сокової пари з випарних апаратів змінюються в часі, то і для забезпечення потрібних параметрів та режимів всього процесу виробництва необхідна стабілізація процесу випарювання шляхом підтримання оптимального режиму роботи установки випарювання. Оптимальним буде вважатися режим, який забезпечує задану продуктивність установки при стабілізації рівня соку в корпусах випарних апаратів. Це необхідно з огляду на те, що створюються умови для ефективного теплообміну та стабільного постачання сокової пари наступним стадіям процесу. Саме ефективний теплообмін забезпечує потрібний потенціал для рівномірного процесу випарювання.

Необхідними параметрами, що визначають завдання керування процесом випарювання є [5]:

- а) температуру і тиск гріючої пари;
- б) кількість і щільність соку, що надходить на випарювання;
- в) рівень соку у випарних апаратах;
- г) температурний режим на випарку;
- д) щільність сиропу, що виходить із випарювання.

В результаті керування процесом випаровування стабілізується вміст сухої речовини у сиропі, зменшується час виварювання на вакуум апаратах, а головним досягненням керування процесом є мінімізація втрат продуктивності. Тому при побудові системи керування додатково ставиться завдання регулювання розрідження в крайньому апараті та тиск ретурної пари у першому корпусі випарної установки.

### 1.4 Вакуум сушка (кристалізація)

Процес уварювання та кристалізації ілюструється схемою, що зображена на рис. 2.



Рис. 2 – Схема уварювання сиропу та кристалізації

Вхідним потоком цієї схеми є сироп, а вихідними потоками – готовий продукт, відходи виробництва – меляса, а також клеровка жовтих цукрів, яку перекачують в сокоочисне відділення [6].

В результаті аналізу процесу уварювання утфелю I кристалізації можна визначити основні параметри керування та контролю вакуум-апарату I кристалізації, які представлені у Табл. 3.

Забезпечення згаданих параметрів процесу висушування та кристалізації здійснюється шляхом:

- автоматичного регулювання температури утфелю на виході із кожної зони кристалізації та між цими зонами;
- автоматичного керування рівномірним рухом утфелю через кристалізатори від вакуум-апаратів до центрифуг.

Табл. 3. Основні параметри керування та контролю

№ з/п	Параметри	Позначення параметрів	Оптимальна величина
1	Вміст сухих речовин у сиропі, %	СР	65–67
2	Чистота сиропу, %	Ч	89–92
3	Кольоровість сиропу, ум. од.	Е	15–25
4	Температура, °С	Т	72–75
5	Розрідження у вакуум-апараті, МПа	Р	0,02–0,015
6	Тривалість процесу уварювання, хв.	J	180

Особливостями функціонування системи керування процесами уварювання та кристалізації є завдання стабілізації рівня кристалізаторів при подаванні утфелю із утфелемішалки через змішувач та утримання вмісту сухих речовин у міжкристальному розчині.

## 2 ФОРМУВАННЯ ЗАВДАНЬ КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСАМИ ВИРОБНИЦТВА ЦУКРУ

Як витікає із аналізу параметрів, що характеризують процеси виготовлення цукру, головні енерговитрати та втрати цукру відбуваються у процесах дифузії та кристалізації. Тому, відповідно до визначеної мети роботи, сформуємо головні завдання керування об'єктом. Інші складові процесу виробництва цукру також мають вплив на енергетику всього процесу і можуть бути розглянуті у наступних дослідженнях.

### 2.1 Завдання керування дифузійною установкою

Структурна схема автоматизації дифузійної установки представлена на рис. 3.

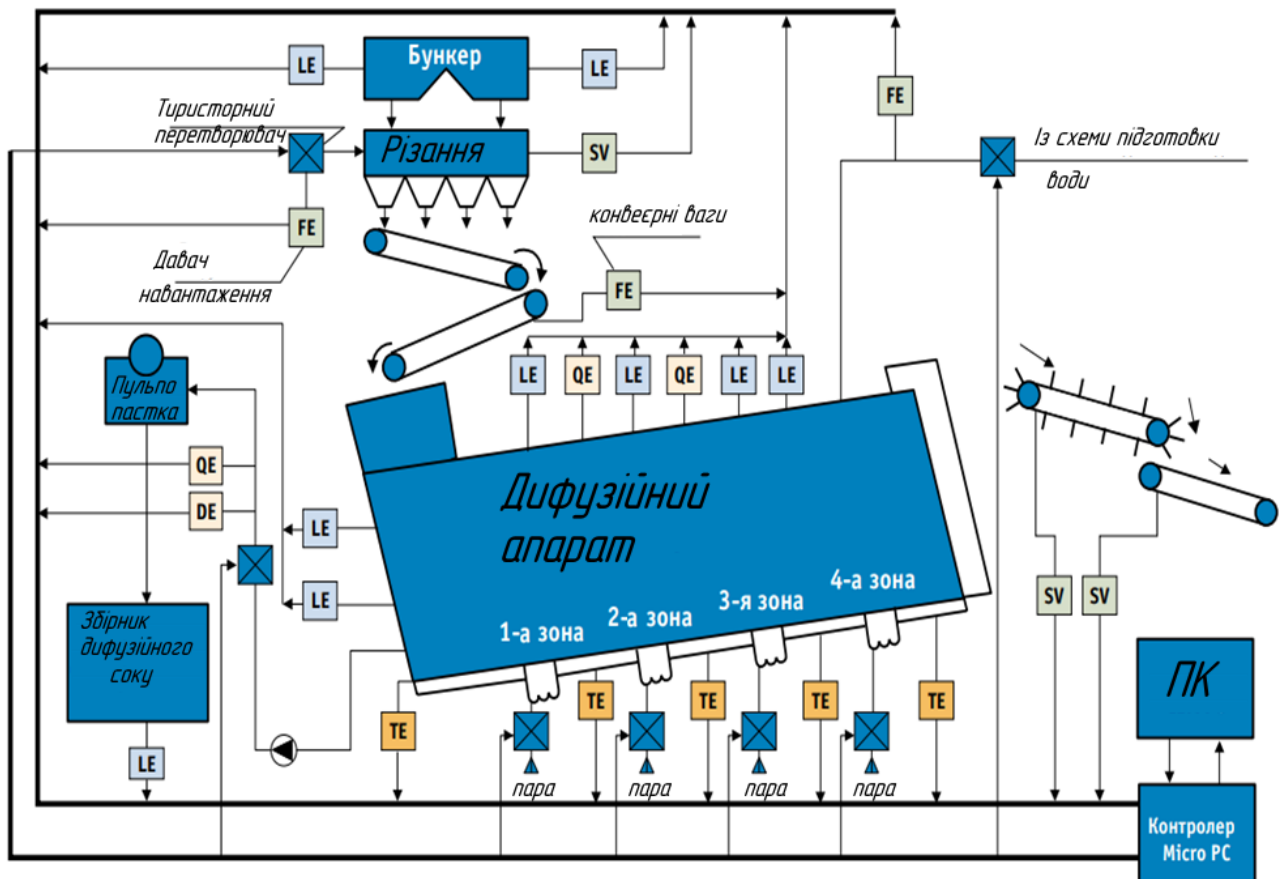


Рис. 3 – Схема автоматизації дифузійної установки

FE – витратомір; TE – давач температури; LE – давач рівня; SV – давач обертів;  
QE – рН метр; DE – давач концентрації;

Використання програмно-технічних засобів автоматизації дифузійної установки передбачає підвищення економічних показників процесу за рахунок:

- підвищення продуктивності дифузійної установки;
- збільшення вмісту цукру у дифузійному соку.

Ці здобутки досягаються при:

- стабілізації витрат стружки при автоматичному керуванні бурякорізками та рівня маси у бункері;
- оптимізації процесу екстракції (вимиванні соку з рослинних клітин бурякової стружки);
- керування гідродинамічним та температурним режимом установки.

Вирішення більшості завдань керування досягається з допомогою давачів рівня, температури, рН метрів, витратомірів, запірно регулюючої арматури та електро пневмоперетворювачів. Проте, керування установкою за якісними показниками, якими є концентрація сухих речовин (СР) у соку, та концентрація цукру в жомі, здійснюється регулюванням непрямих показників, Це обумовлено тим, що впровадження промислових засобів вимірювання якісних показників процесу знаходиться у стадії досліджень [7, 8].

Тому для оцінки якості процесу використовується матеріальний баланс дифузійного апарату. Його стабілізація забезпечує як оптимальні умови функціонування обладнання, так і отримання необхідних показників якості.

Для оцінки продуктивності установки використовується коефіцієнт відкачування  $\alpha$ , який визначає відношення кількості соку, що відкачується з дифузійного апарату, до кількості бурякової стружки, що надходить до нього.

Згадана продуктивність визначається, виходячи із рівняння матеріального балансу дифузійної установки:

$$m_{стр} + m_{в} = m_{дс} + m_{жом} \quad (1)$$

де  $m_{стр}$ ;  $m_{в}$ ;  $m_{дс}$ ;  $m_{жом}$  – масові витрати стружки, води, дифузійного соку та жому відповідно.

Матеріальний баланс необхідно підтримувати при різних значеннях коефіцієнту відкачування  $\alpha$ . Це значення  $\alpha$  підтримується шляхом зміни кількості дифузійного соку  $m_{дс}$  або кількості бурякової стружки  $m_{стр}$ , що надходить на дифузю (рис. 4).



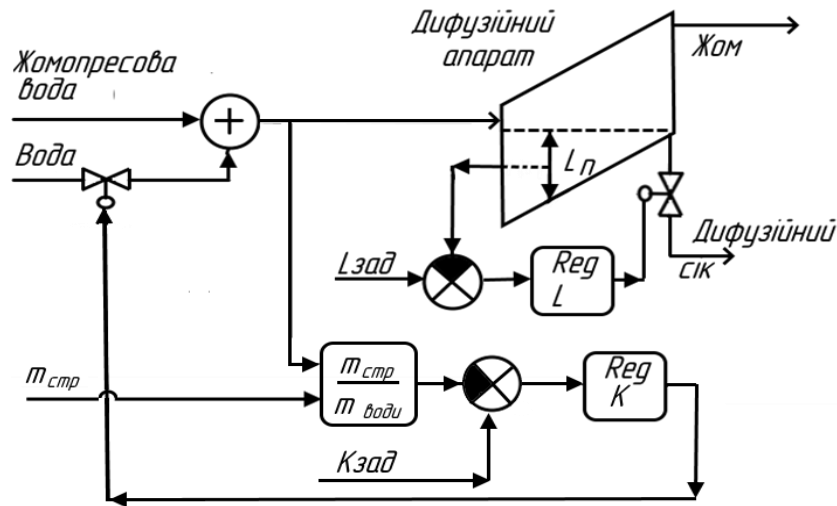


Рис. 4 – Структурна схема регулювання матеріального балансу дифузійних апаратів

$m_{стр}$  – витрата стружки; «+» – суматор;  $m_в$  – витрата жомпресової;  
 $m_е$  – витрата свіжої води;  $K_{зАд}$  – заданий коефіцієнт співвідношення стружка/вода;  $L_n, L_{зад}$  – рівень соку похилого апарату поточний та заданий;  
 $m_{жом}$  – витрата жому

Підтримка матеріального балансу здійснюється регулятором *Reg K* по значенням витрат стружки та води. При відхиленні заданого значення відношення  $m_{стр}/m_е$  керуючий вплив регулятора змінює положення засувки дозування свіжої води таким чином, щоб стабілізувати режим дифузії заданий оператором системи.

Кількість дифузійного соку  $m_{дс}$ , що відбирається із апарату регулюється регулятором *Reg L* по рівню соку в головній частині апарату пропорційно його відхиленню.

Коефіцієнт відкачування  $\alpha$  для певного режиму роботи встановлюється співвідношенням  $m_{дс}/m_{стр}$ .

Впровадження нескладних систем керування, що розроблені для автоматизації дифузійних апаратів ускладнюється завданнями налаштувань регуляторів. Ці ускладнення пов'язані з довільним характером змін параметрів похідної сировини та часовими затримками реакцій параметрів технологічного процесу каналу «втрати цукру в жомі/відкачування» після зміни коефіцієнту відкачування  $\alpha$ .

## 2.2 Завдання керування випарною установкою

Структурна схема автоматизації випарної станції показана на рис. 5.

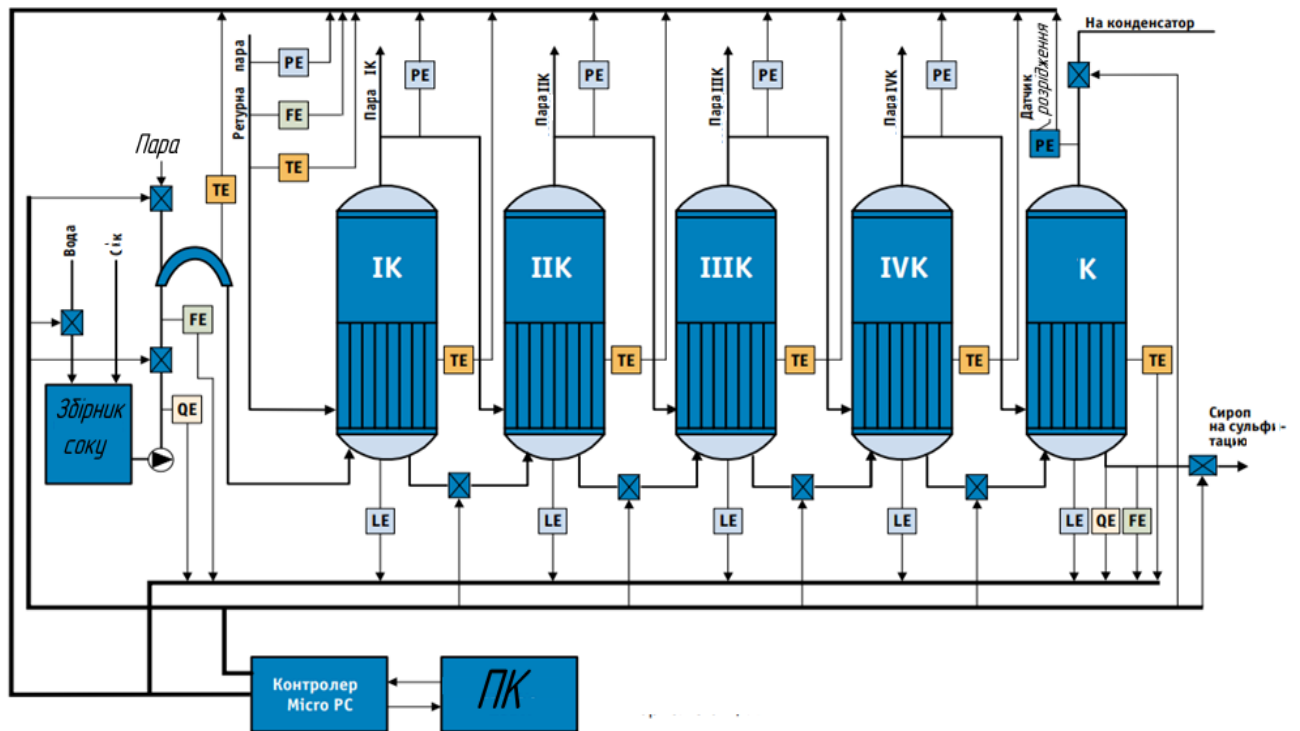


Рис. 5. – Схема автоматизації випарної установки

PE – датчик тиску; FE – витратомір; TE – датчик температури; LE – датчик рівня; QE – датчик концентрації; ІК, ІІК, ІІІК, ІІІІК – камери випарювання; К – концентратор випарної установки

З метою економії енергоресурсів випарна установка будується на базі чотирьох послідовно з'єднаних випарних апаратів [9]. Перевагою такої технології є те, що пара, яка утворилася в результаті кипіння соку у корпусі І, збирається у просторі ковпака цього корпусу та під дією тиску переходить до парової камери корпусу ІІ, і так до останньої камери. Умовами досягнення економічного ефекту, який полягає у економії ретурної пари та утриманні співвідношення сік /пара є:

- стабілізація потоку соку через корпуси випарної установки;
- оптимізація подачі ретурної пари для чіткого утримання співвідношення сік/пара і температурного режиму випаровування.

Виходячи із умов досягнення економічного ефекту, критерій керування режимом роботи випарної установки (ВУ) визначається величиною енерговитрат на випарювання, які спостерігаються у І корпусі, та втрат цукру при термічному розкладанні. *Мета керування полягає у мінімізації цих витрат.*

Оптимальним режимом роботи ВУ вважається такий, коли при мінімально можливому температурному режимі і розвантаженому концентраторі досягається задана концентрація сиропу. Підтримка оптимального режиму роботи установки, схильної до випадкових і монотонно змінних збурюючих впливів, вимагає постійного коригування. Тому завдання керування полягає видачі таких керуючих впливів, які забезпечують формування оптимального режиму, який передбачає підтримку оптимальних значення рівнів по корпусам. Це обумовлено тим, що при зниженні рівня циркуляція соку погіршується і сік починає інтенсивно кипіти. Як наслідок цього підсилюється відкладення накипу у корпусі установки. Навпаки, при збільшенні рівня соку відносно оптимального, циркуляція продукту підвищується, в результаті чого знижуються коефіцієнти теплопередачі, відповідно зменшується продуктивність випарної установки.

Іншим фактором оптимізації роботи випарної станції є густина сиропу, яка повинна бути на рівні 65–68% СР. Слід враховувати, що зниження густини сиропу призводить до збільшення витрат пари на додаткове випаровування у вакуум-апаратах. Надмірна густина сиропу ускладнює фільтрацію у наступних технологічних операціях. Вирішення цих завдань забезпечується додатковим контролем допоміжних величин: температур, тиску та витрату соку, вихід сиропу з концентратора та рівні у збірниках конденсату.

Таким чином корекція температурного режиму ВУ здійснюється циклічно з інтервалом часу, що враховує сталі часу установки і процесу. Якість регулювання забезпечується в результаті аналізу тенденцій (трендів) зміни продуктивності концентратора та вибраних алгоритмів оптимізації.

### 3 РОЗРОБКА МОДЕЛІ ТА

#### АЛГОРИТМІВ КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСАМИ ВИРОБНИЦТВА ЦУКРУ

Основою розробки різних систем керування є наявність дослідженої математичної моделі ОК. При цьому процес отримання адекватної моделі передбачає низку процедур, які враховують або спрощують опис ОК, оскільки реальні процеси виробництва цукру супроводжуються збуреннями параметрів процесу та сировини, що використовується у досліджуваному процесі. Особливі складнощі при побудові моделей цукрового виробництва обумовлені нелінійним характером залежностей параметрів цього процесу, до того ж складним характером зв'язків між ними [10]. Процеси виробництва цукру, які розглядаються у цій роботі, – дифузії та випарювання в значній мірі визначають кінцеву якість продукції. Тому послідовні кроки по модернізації систем керування цих процесів передбачають удосконалення та подальший розвиток моделей, що використовуються при розбудові систем керування виробництвом цукру [11].

Проте, якість будь якої системи керування залежить не тільки від точності оцінки параметрів моделі об'єкта, але й можливостями використання результатів моделювання при реалізації програмних засобів реально діючого ОК. Тому заходи по розробці регуляторів згаданих процесів повинні враховувати дію збурень та довільний характер зміни параметрів процесу.

#### *3.1. Моделювання процесів дифузійної установки*

Підтримання необхідного температурного режиму в дифузійній установці головним чинником якості процесу екстракції. З точки зору автоматизації основними регульованими змінними є *температура* верху колони та температура в ошпарювачі, підтримання яких здійснюється шляхом регулювання витрат пари. Не менш важливим завданням процесу отримання дифузійного соку є стабілізація питомого *навантаження* апарата та стабілізація концентрації дифузійного соку [12]. Фактором стабілізації протікання процесу дифузії вибирається підтримка рівня суміші стружки та води у головній частині апарата, тому структура моделі ОК будується на базі 2х контурів керування: контуру регулювання температури та контуру регулювання рівня суміші.

### 3.1.1 Моделювання контуру регулювання температури дифузійної установки

Як видно із рис. 3, стабілізація температури суміші здійснюється шляхом зміни витрати пари через дифузійний апарат. Збурюючим впливом є зміна витрати дифузійного соку, а на вході в установку – масові витрати стружки, води. В якості керуючого впливу використовується зміна витрати гріючої пари за рахунок зміни положення (перерізу) керуючої засувки.

Спрощена схема матеріальних потоків моделі контуру регулювання температури зображена на рис. 6.

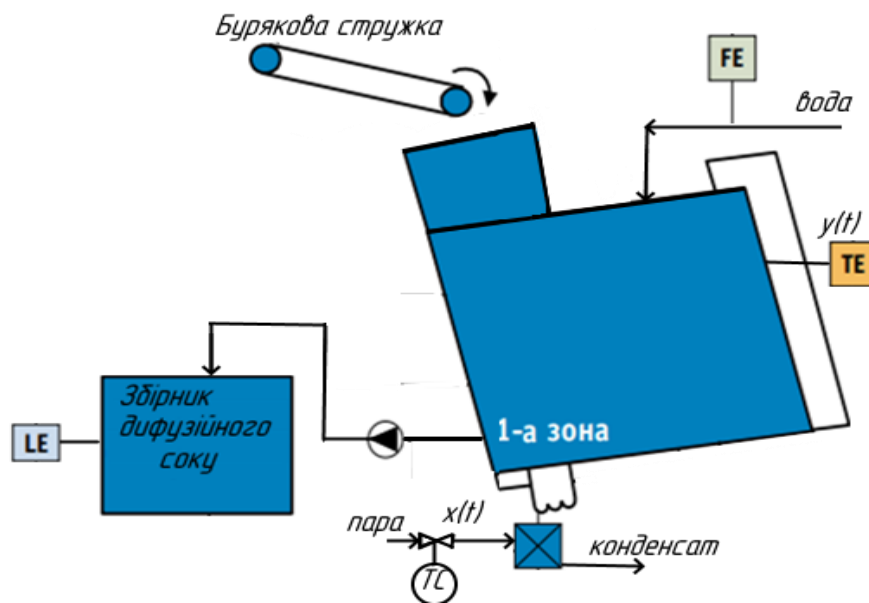


Рис. 6 – Схема контуру регулювання температури першої зони установки. У дифузійному апараті здійснюється перенесення тепла від пари, що надходить від гріючого котла до суміші, що знаходиться в апараті. Балансове співвідношення потоків теплової енергії має загальний вигляд:

$$\frac{dE}{dt} = E_{nad} - E_{vid} \quad (2)$$

де  $E_{nad}$  – кількість енергії, що надходить до апарату;

$E_{vid}$  – кількість енергії, що залишає апарат;

$dE/dt$  – швидкість зміни енергії у часі.

Енергія потоків, що надходять до апарату оцінюється співвідношенням:

$$\begin{aligned} E_{nad} &= E_c + E_p \\ E_c &= m_c * C_c \end{aligned} \quad (3)$$

де  $m_c$  – масові витрати суміші, кг/с;  $C_C$  – питома теплоємність суміші.

Енергія потоку, що надходять з паром до дифузійного апарату оцінюється за формулою

$$E_p = m_p * r_p \quad (4)$$

де  $r_p$  – питома теплота пароутворення;  $m_p$  – масові витрати пари.

Енергетичні витрати потоків, що залишають дифузійний апарат:

$$E_{vid} = m_{vid} * C_{vid} * T_a \quad (5)$$

де  $m_{vid}$  – масові витрати соку, кг/с;

$C_{vid}$  – питома теплоємність соку;

$T_a$  – температура соку, що залишає дифузійний апарат, °С;

Швидкість зміни тепла, у дифузійному апараті:

$$\frac{dE}{dt} = m_c * C_c \frac{dT}{dt} \quad (6)$$

$\frac{dT}{dt}$  – Швидкість зміни температури у часі.

Наведені співвідношення дають змогу побудувати імітаційну модель в середовищі MATLAB Simulink, яка зображена на рис. 7.

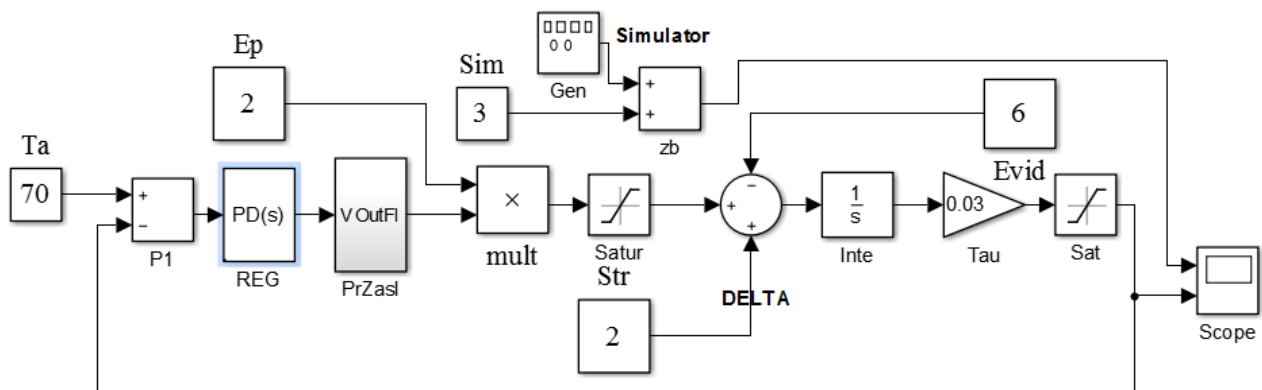


Рис. 7 – Схема моделювання регулятора температури першої зони установки

До складу схеми моделювання регулятора температури входить блок керування потоком пари (PrZasl). Цей блок відображує позиціонування дросельної

засувки, яка завдяки зміні її перерізу, змінює кількість пари, що надходять до дифузійного апарата. Положення засувки (її переріз) фіксується з допомогою датчика зворотнього зв'язку по положенню. Схема моделювання цього блоку зображена на рис. 8.

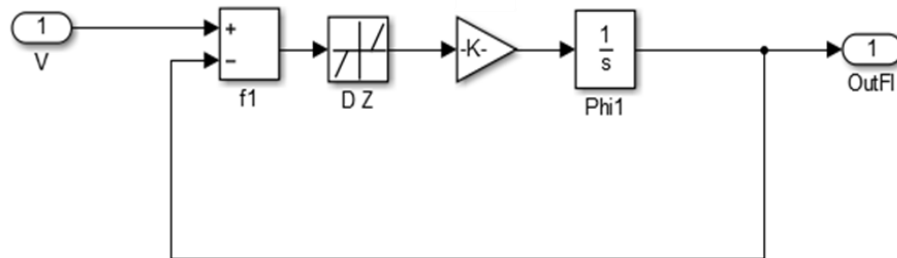


Рис. 8 – Схема моделювання приводу засувки

Слід зауважити, що основним параметром, що визначає динамічні параметри регулятора, є час переміщення засувки між крайніми станами. Тому модель засувки представляється інтегратором з обмеженнями, які відображають стани «Відкрито/Закрито» [13]. Стала часу інтегратора вибирається із паспортних даних приводу, і в схемі моделювання задається множителем «K». У схемі моделі, що зображена на рис. 8, зона нечутливості приводу задається блоком Dead zone (DZ), а в блоці *f1* здійснюється порівняння заданого контролером і поточного (фіксує датчик) положення засувки.

Наявність зони нечутливості, як при моделюванні, так і в реальному регуляторі, дозволяє запобігти автоколиванням, які можуть виникати у нелінійному ОК при відпрацюванні заданого положення.

Співвідношення балансу теплових енергій (2), що надходять до апарату, та залишають його в процесі нагрівання, відображується в схемі елементом «DELTA». Збурення процесу в моделі імітуються з допомогою спеціальних симуляторів, які підключаються до елемента «DELTA».

Коефіцієнти та параметри моделі визначаються із конструктивно-технічних характеристик обладнання, що задіяно в процесі нагріву суміші (масові витрати) або довідкових даних (теплоємність суміші, теплота пароутворення). Використання елементів середовища MATLAB Simulink - «Saturation» диктується фізичними міркуваннями – джерело тепла має обмежену потужність; температура

пари обмежена точкою кипіння.

Ідентифікація моделі контуру керування температурою здійснюється по перехідній характеристиці моделі (рис. 9).

При цьому коефіцієнт передачі ПД – регулятора має значення  $K=1$

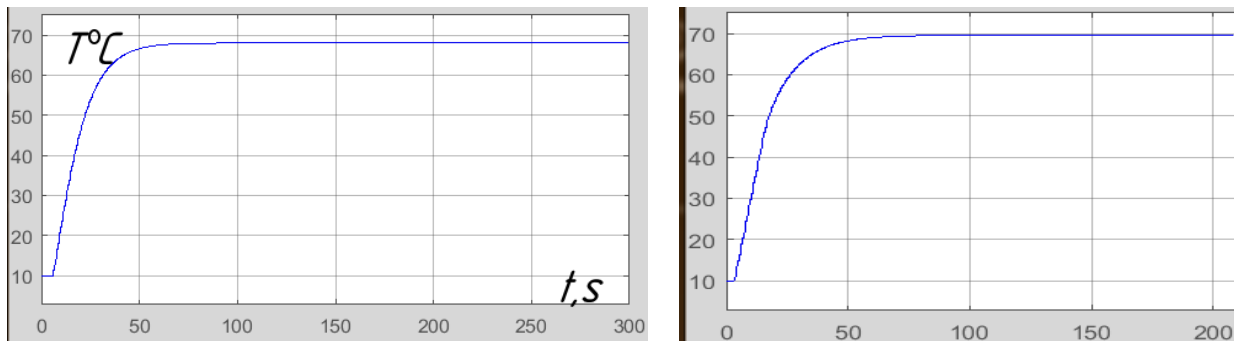


Рис. 9 – Перехідна характеристика ОК

а) – без регулятора; б) – з ПД регулятором

Із характеристики видно, що для досліджуваного ОК перехідний процес має стабільний характер, але похибкою астатизму. Для покращення процесу регулювання застосовано ПД регулятор, який використовується при великих значеннях сталої часу ОК.

Після налаштувань параметрів регулятора у середовищі MATLAB Simulink по методу Зіглера –Нікольса (рис. 10) отримано перехідну характеристику, що забезпечує більш точне регулювання процесу(рис. 9б).

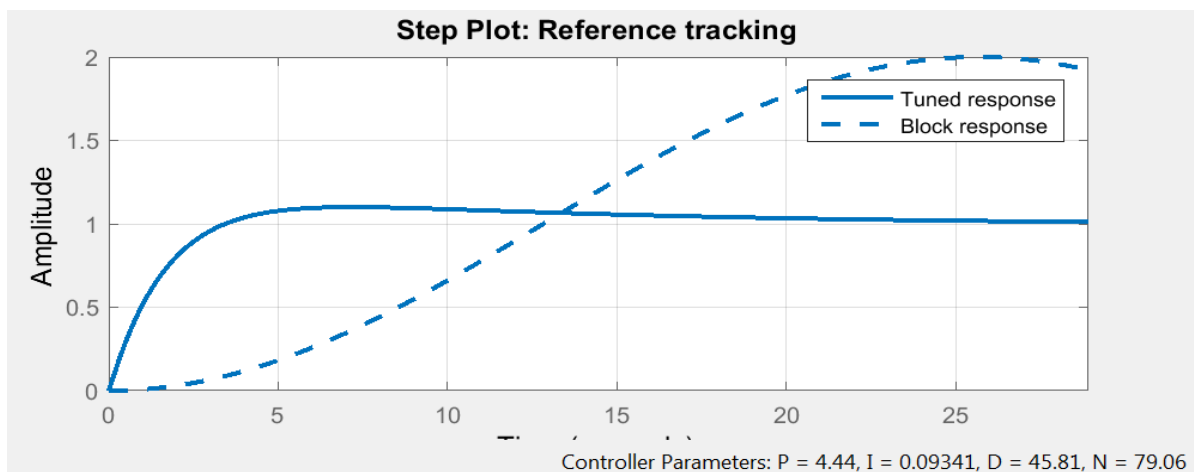


Рис. 10 – Налаштування регулятора по методу Зіглера –Нікольса



В результаті налаштувань отримано:

пропорційний коефіцієнт  $P=4, 5$ ; диференційний  $-D=46$ .

При таких налаштуваннях досягається стійкий перехідний процес.

Для перевірки ефективності регулювання у схемі моделювання (рис. 7) задіяно генератор збурень «Simulator», який генерує сигнали, що відображають відбір дифузійного соку. Збурення потоку викликають відповідні збурення температури обігріву дифузійного апарату. На рис. 11 показані зміни температури без регулятора (рис. 11 а), тобто з одиничним від'ємним зворотнім зв'язком, та з налаштованим ПД-регулятором (рис. 11б).

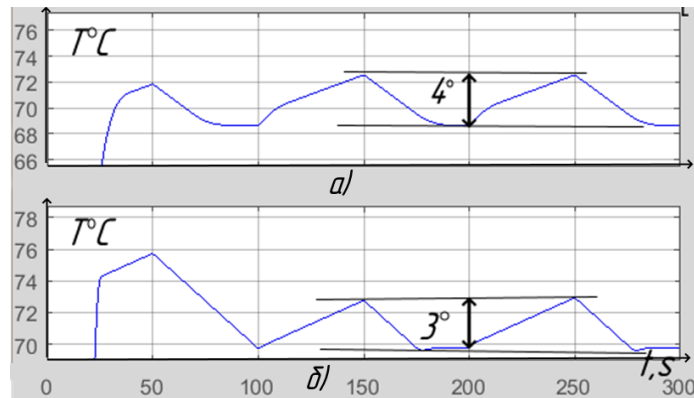


Рис. 11 – Зміни температури в ОК при наявності збурень витрат потоку.

Як видно із графіків, налаштований ПД регулятор лише на  $1^{\circ}\text{C}$  зменшує коливання температури, тобто мало ефективний для такого класу ОК.

Альтернативою до класичних ПД регуляторів є релейні регулятори (РР) [14]. В результаті заміни налаштованого ПД регулятора для досліджуваного ОК на релейний, вдалося суттєво покращити якість регулювання температури, що ілюструється осцилограмами рис. 12. Як видно із осцилограм, коливання температури вдалося зменшити до  $1^{\circ}\text{C}$ , що є прийнятним для досліджуваного процесу. Покращання якості регулювання на базі РР можливі при використанні спеціальних видів зворотнього зв'язку, зокрема гнучкого або екстремального.

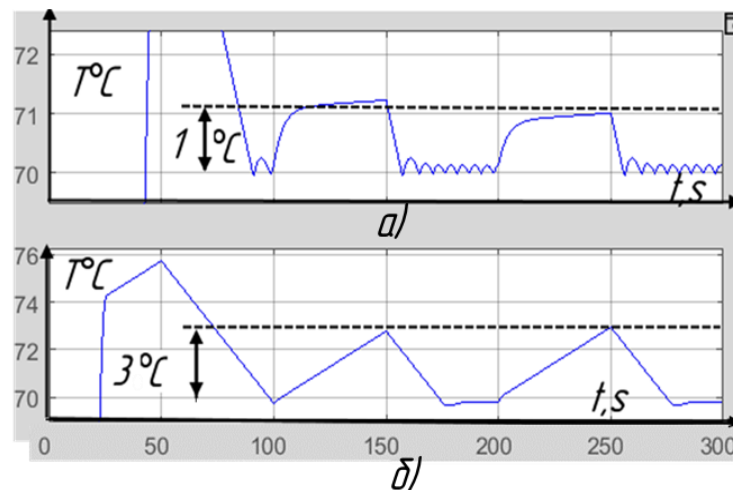


Рис. 12 – Відпрацювання заданої температури з різними регуляторами

а) – *PI*;      б) – *PID*

Для інших зон регулятори температури будуються аналогічно.

### 3.1.2 Моделювання контуру регулювання рівня суміші дифузійної установки

Економічна ефективність процесу дифузії визначається вмістом цукру у дифузійному соці та втрати цукру в жомі. Максимізація ефективності підтримуються шляхом керування гідродинамічним режимом процесу, тобто стабілізацією рівня суміші в апараті. Звертаючись до структурної схеми регулювання матеріального балансу дифузійного апарату (рис. 4), можна побудувати схему моделювання контуру регулювання рівня суміші, яка базується на наступних співвідношеннях.

Швидкість зміни рівня завантаження апарату оцінюються співвідношенням:

$$\frac{dL}{dt} = Q_{str} - Q_{ds} \quad (7)$$

де  $L$  – рівень суміші в апараті;  $Q_{str}$  – вхідні витрати сировини, що надходить до апарату;  $Q_{ds}$  – витрата дифузійного соку, що відбирається насосом з апарату.

Результати регулювання рівня дифузійної суміші будуть залежати від часу, через який збурююча величина  $Q_{ds}$  зможе повернутися до рівноважного стану.

Оскільки зв'язок рівня суміші  $L$  в апараті з витратами компонентів суміші  $Q$  описується нелінійними функціями, то для використання відомих засобів оцінки

якості регулювання необхідна лінеаризація передатної функції цього ОК. Умовою лінеаризації передатної функції ОК є невеликі відхилення змінних функції від обраної робочої точки режиму екстракції. Лінеаризовані рівняння при цьому описуються у *відхиленнях* змінних від обраної робочої точки режиму.

Якщо номінальному режиму дифузії відповідає значення рівня апарату  $L_0$  та витрат входів  $Q_{str0}$ ;  $Q_{ds0}$ , то відхилення від вибраної робочої точки мають вигляд:

$$L^o = L - L_0; \quad Q_{str}^o = Q_{str} - Q_{str0}; \quad Q_{ds}^o = Q_{ds} - Q_{ds0}; \quad (8)$$

Тоді співвідношення (7) прийме записується:

$$dL^o/dt = [Q_{str} + Q_{str0}] - [Q_{ds} + Q_{ds0}] \quad (9)$$

Похідна  $dL^o/dt$  у рівнянні (9) нелінійно залежить від змінних  $L^o$ ,  $Q_{str}^o$  та  $Q_{ds}^o$ .

Функції (7) відповідає лінійне рівняння

$$dL^o/dt = -L^o/T + K_1 * Q_1^o - K_2 Q_2^o \quad (10)$$

Диференціальне рівняння ОК має лінеаризований вигляд:

$$T_{DF} \frac{dL}{dt} + L = K_1 Q_{str} - K_2 Q_{ds} \quad (11)$$

Коефіцієнти рівняння (11) знаходяться з умов функціонування об'єкту в номінальному режимі [15], для випадку, коли  $dL^o/dt = 0$

Операторна передатна функція, що відповідає рівнянню (11) для керуючого і збурюючого впливів виглядає наступним чином:

$$W_{KER}(p) = \frac{L^o(p)}{Q_{str}^o(p)} = \frac{K_1}{T_{DF} p + 1} \quad (12)$$

$$W_{ZB}(p) = \frac{L^o(p)}{Q_{DS}^o(p)} = -\frac{K_2}{T_{DF} p + 1} \quad (13)$$

Крім гідромеханічних процесів, що визначають динаміку процесу дифузії, при синтезі регулятора необхідно враховувати транспортне запізнення переміщення бурякової стружки та дифузійного соку у середовищі апарату. Це необхідно тому, що відстань між місцем вимірювання параметрів та місцем прикладення керуючого впливу оцінюється відстанню 20 м. Відповідно до цього, стала запізнення визначається часом, за який потік води долає згадану відстань. Цей шлях

заповнено стружкою, яка шнеками переміщується на верх апарату. Час руху суміші складає 30 хв., а стала часу ОК по цьому каналу оцінюється 16 хв.

Тому транспортне запізнення  $\tau$  у передатній функції (12) враховується множителем  $\exp(-\tau p)$  :

$$W_{KER}(p) = \frac{K_1}{T_{DF} p + 1} * \exp(-\tau * p) \quad (14)$$

Сталі часу передатної функції визначаються експериментально по перехідній функції ОК [15, 16], яка зображена на рис. 13.

Виконуючи графічні побудови, отримуємо значення коефіцієнтів передатної функції:

– стала часу  $T_{DF} = 32/3 = 10,7$  хв; – час запізнення  $\tau = 16$  хв;

– коефіцієнт передачі  $K_I = -0,81$ .

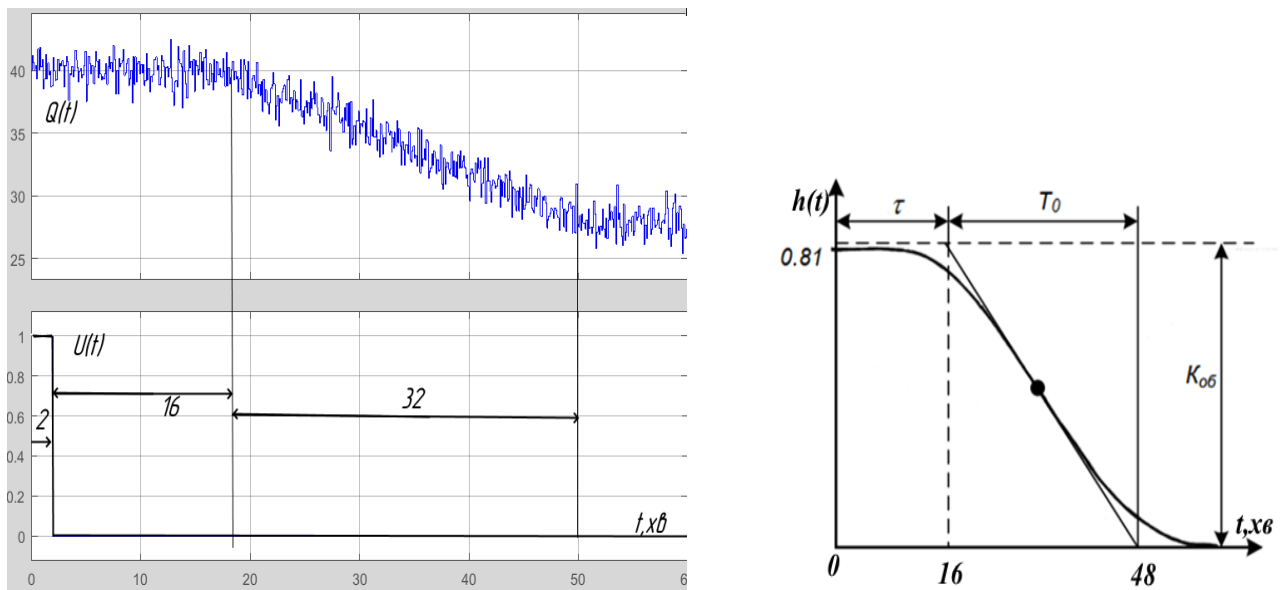


Рис. 13– Перехідна характеристика дифузійного апарату по каналу керування

Таким чином передатна функції по каналу керування

$$W_{ker}(p) = \frac{K_1}{10.7 p + 1} * \exp(-16 p) \quad (15)$$

### 3.1.3 Регулятор контуру керування рівнем суміші дифузійної установки

Передатна функція (15) контуру регулювання рівня суміші дифузійної установки представляє собою аперіодичну ланку із транспортним запізненням, яке треба враховувати при розбудові регулятора зазначеного контуру. Це врахування необхідно з огляду на те, що затримка реакції керуючого пристрою системи внаслідок транспортного запізнення призводить до виникнення коливань вихідного сигналу замкненого контуру або втраті його стійкості.

До контуру керування також входить насос, що забезпечує відкачування дифузійного соку із апарату. Аперіодична ланка першого порядку, що відображує динаміку цього насосу, має сталу часу 0,6 с, яка набагато менше, ніж стала часу процесу ОК. Тому при побудові моделі контуру регулювання рівня дифузійної установки впливом цієї ланки на процес зміни рівня можна знехтувати.

На рис. 14 показана схема моделі керування рівнем суміші дифузійної установки, яка будується на базі рівняння (11). На рис. 15а показана перехідна характеристика замкненого контуру рівня суміші установки без врахування транспортного запізнення (без регулятора), а на рис. 15б – перехідна характеристика цього контуру з врахуванням транспортного запізнення.

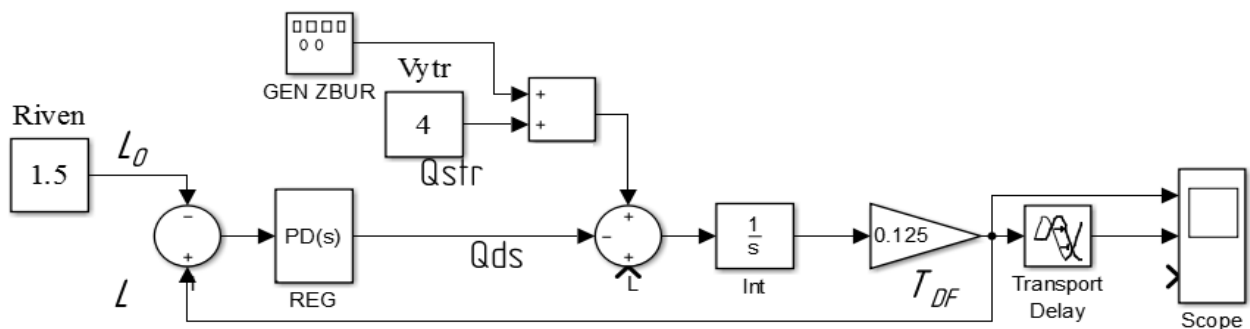


Рис. 14– Схема моделювання регулятора рівня

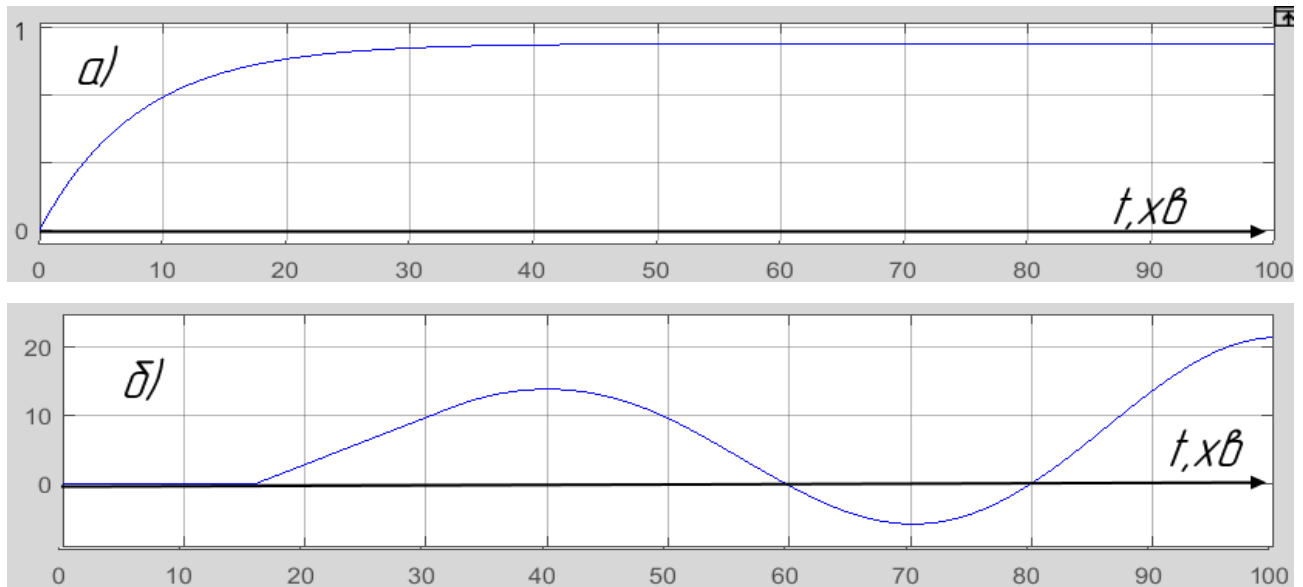


Рис. 15 – Перехідна характеристика ОК

Із аналізу характеристик, наведених на рис. 15 видно, що запізнення в контурі керування рівнем установки створює умови виникнення коливань. Ці коливання є незгасаючими, тобто процес характеризується як нестійкий.

До заходів, що забезпечують стійкість процесу, є параметричний синтез та налаштування параметрів вибраного типу регулятора.

Проте, використання засобів класичного налаштування ПД або ПІ регуляторів засобами MATLAB Simulink (метод Зіглера –Нікольса) показало, що отримання якісних параметрів регулювання рівня для досліджуваного ОК є проблематичним. Складнощі моделювання регулятора у згаданому середовищі пов'язані із специфікою параметрів згадуваного ОК. Фактори, що ускладнюють моделювання (нелінійність та велике значення часу запізнення) приводять до необхідності представити ланку запізнення контуру регулювання еквівалентною аперіодичною ланкою із відповідною сталою часу.

$$W_{\text{zap}}(p) = \exp(-16p) = \frac{1}{10.6p + 1}, \quad (16)$$

де  $p$  – оператор Лапласа.

На рис. 16 зображена перехідна характеристика ОК, в якому транспортне запізнення відображується аперіодичною ланкою першого порядку.

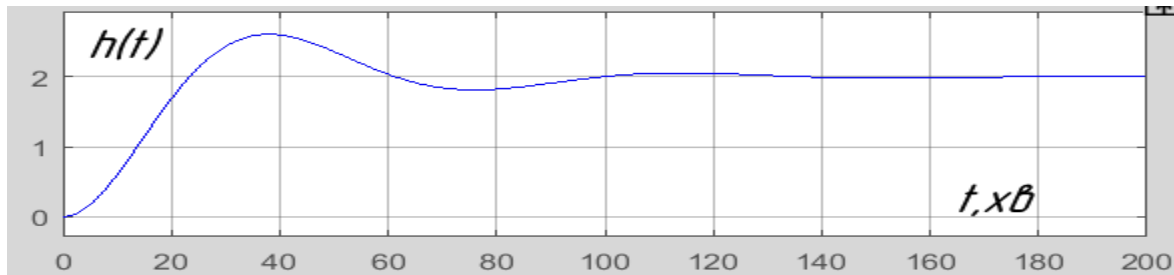


Рис. 16 – Перехідна характеристика ОК з еквівалентною ланкою запізнення

Із характеристики, що показана на рис. 16 видно, що коливання рівня, при наявності транспортного запізнення ОК мають згасаючий характер, тобто процес є стійким.

Для налаштувань регулятора рівня дифузійної установки з допомогою інструмента *Sisotool MATLAB Simulink* отримаємо передатну функцію ОК (рис. 14):

$$W_{OK}(p) = \frac{0.008}{s^2 + 0.063 \cdot s + 0.008}, \quad (17)$$

Такий передатній функції відповідає діаграма Бодє, та перехідна функція (опція STEP), що зображені на рис. 17.

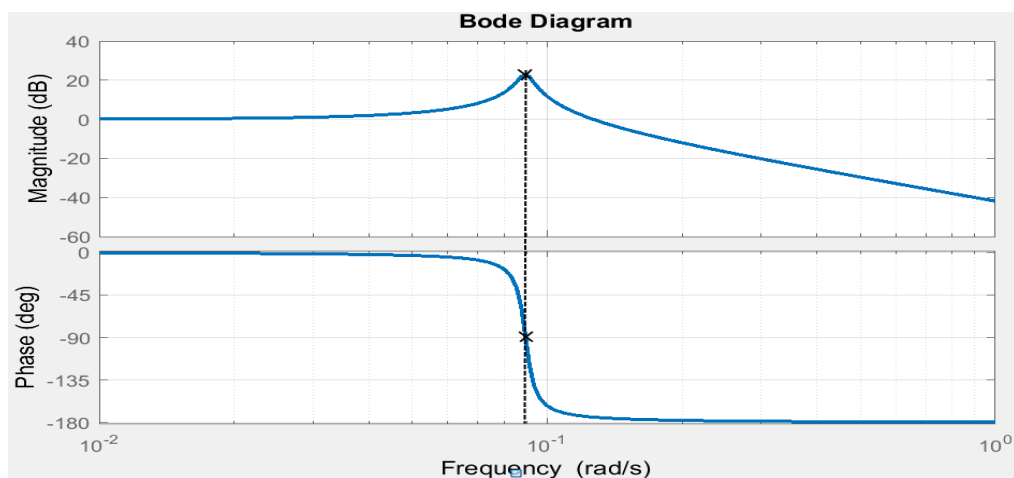


Рис. 17а – Діаграма Бодє ОК

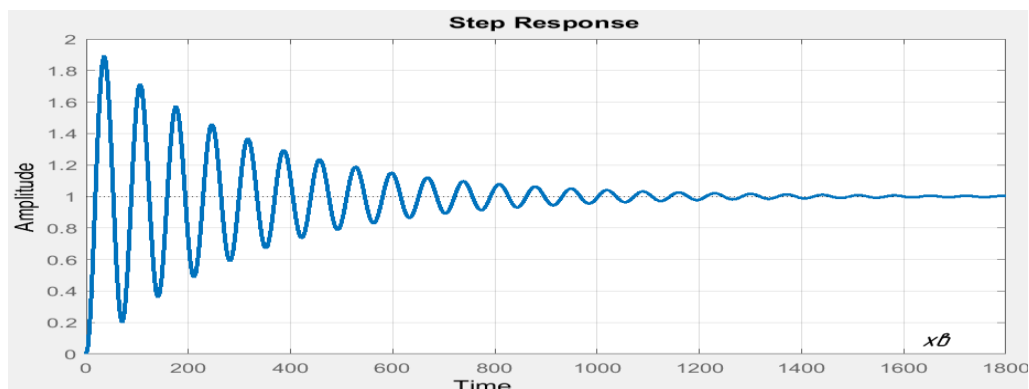


Рис. 17б – Перехідна характеристика ОК з еквівалентною ланкою запізнення

Наявність максимуму на частотній характеристиці (діаграмі Боде) відповідає згасаючим коливанням перехідної характеристики.

Підвищення якості керування здійснюється засобами Sisotool MATLAB Simulink після вводу даних моделі ОК в інтерфейс налаштування, який показано на рис. 18.

Введення до складу компенсатора коригуючих ланок в процесі налаштувань дозволило отримати стійкий перехідний процес без перерегулювань (рис. 18). Таким налаштуванням відповідає наступна конфігурація Компенсатора:

$$\text{Compensator } C = 026 \times \frac{(1 + 4s + (8.5s)^2)}{(1 + 2.3e+02s)} \quad (18)$$

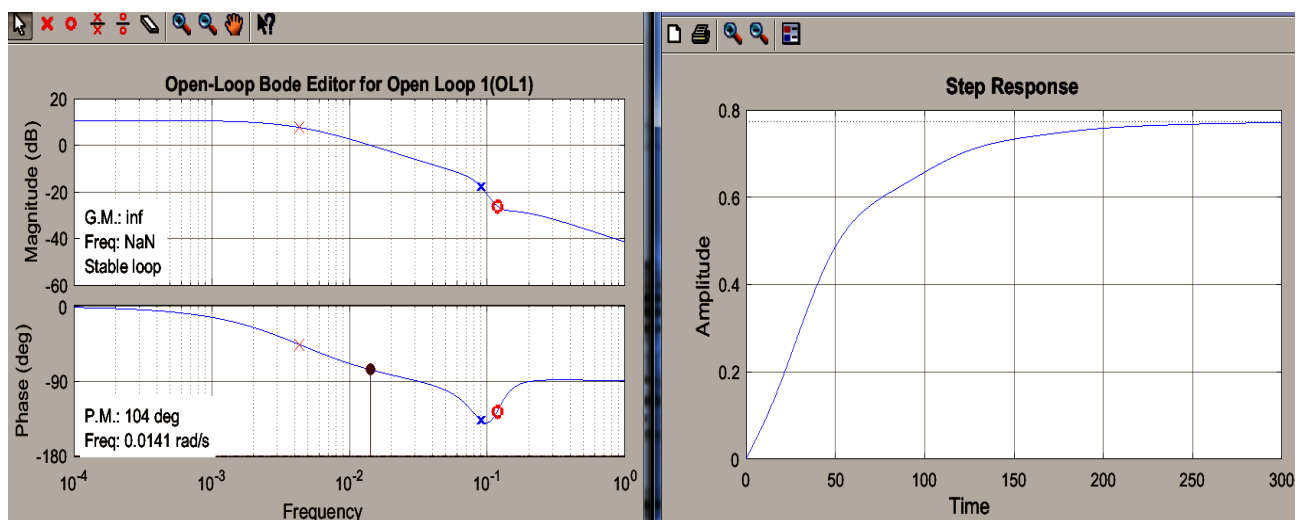


Рис. 18 – Інтерфейс налаштування Компенсатора –регулятора ОК

Перетворення рівняння(18) до передатної функції  $W_{PD}(p)$  ПД регулятора дає наступний вираз:

$$W_{PD}(p) = \frac{p^2 + 0.0562p + 0.014}{p + 0.0043}, \quad (19)$$

Ця функція *не може* бути фізично реалізована, оскільки порядок чисельника вище порядку знаменника.

Досліджуючи різні типи регуляторів [17], з огляду на специфіку ОК, для налаштувань вибрано ПД регулятор, тим більше передатна функція (19) має вигляд саме ПД регулятора. Переходячи до налаштувань у «ручному» режимі, тобто



змінюючи значення коефіцієнтів ПД регулятора, отримуються різні вигляди перехідних характеристик. Оцінка ефективності вибраних коефіцієнтів ПД регулятора здійснюється по перехідній характеристиці схеми моделювання (рис. 14, рис. 15) де визначаються коливальність та перерегулювання процесу.

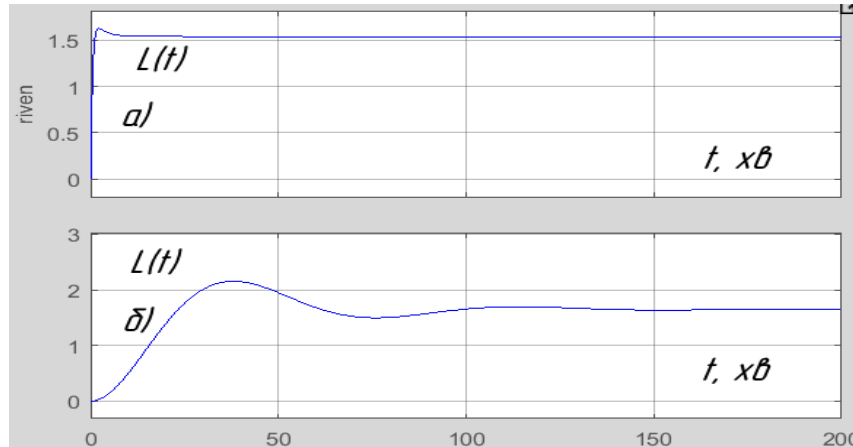


Рис. 19 – Перехідна характеристика ОК з налаштуванням ПД регулятора  
а)– при наявності ПД регулятора; б) – регулятор відсутній

В результаті налаштувань вибраного регулятора отримана характеристика, що показана на рис. 19.

Подальші дослідження ефективності регулятора проводилися в умовах дії збурень. Для цього по каналу витрат подавалися стрибкоподібні зміни потоку, що надходить в установку (рис. 20в), а на виході ОК фіксувалися зміни рівня суміші.

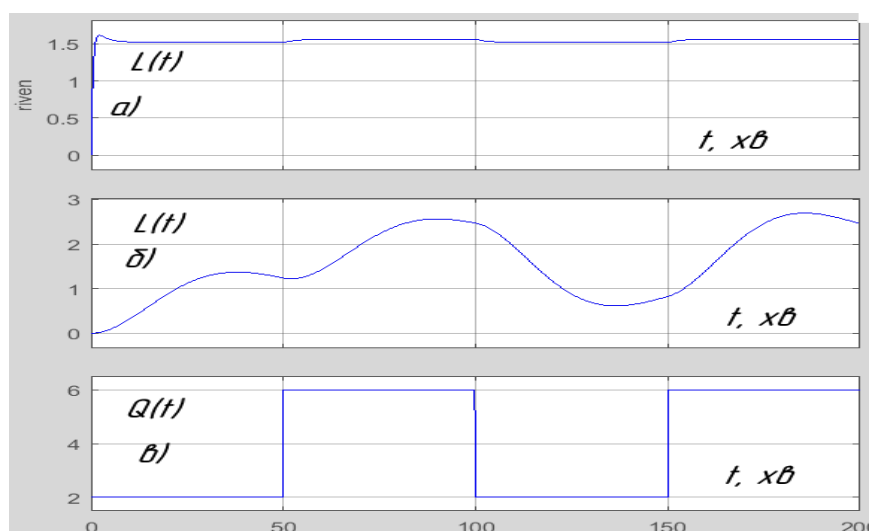


Рис. 20 – Зміни рівня суміші при наявності збурень

а)– при наявності ПД регулятора; б) – регулятор відсутній; в) – витрати потоку.

Із наведених осцилограм видно що вибраний регулятор з відповідними налаштуваннями досить ефективно відпрацьовує збурення потоку, мінімізуючи перерегулювання рівня суміші та виникнення коливань.

### *3.1.4 Контур регулювання співвідношення стружка /вода*

У загальній оцінці ефективності функціонування дифузійної установки використовуються параметри, до яких відносяться *вміст цукру* в дифузійному соку та в жомі, що виходить з апарату. В той же час розподіл концентрації цукру в різних точках установки та згадані параметри залежать від різних факторів. Такими є: витрата бурякової стружки  $m_{str}$  і води  $m_b$ , їх температура, витрати гріючої пари, навантаження апаратів, рівень і температура суміші стружки та соку, а також інші параметри.

Важливою умовою протікання процесу дифузії, тобто екстракції цукру, є дозування води, що надходить до апарату, та його навантаження. При побудові регулятора слід враховувати, що недостатня кількість води підвищує вміст цукру в жомі, а збільшення її кількості— до зменшення концентрації цукру у соці. У випадку недостатнього або збільшеного навантаження дифузійної установки цукрова стружка недостатньо омивається соком. До того ж при керуванні процесом враховується, що продуктивність апарату залежить від часу активної дифузії, тобто від тривалості контактування стружки з соком.

Згадані фактори враховуються при побудові регулятора, що зображений на структурній схемі регулювання матеріального балансу (рис. 4). До схеми цього регулятора входить регулятор співвідношення стружка/вода. Відповідно до схеми рис. 4, у середовищі MATLAB розроблена модель регулятора співвідношення стружка/вода, яка зображена на рис. 21.

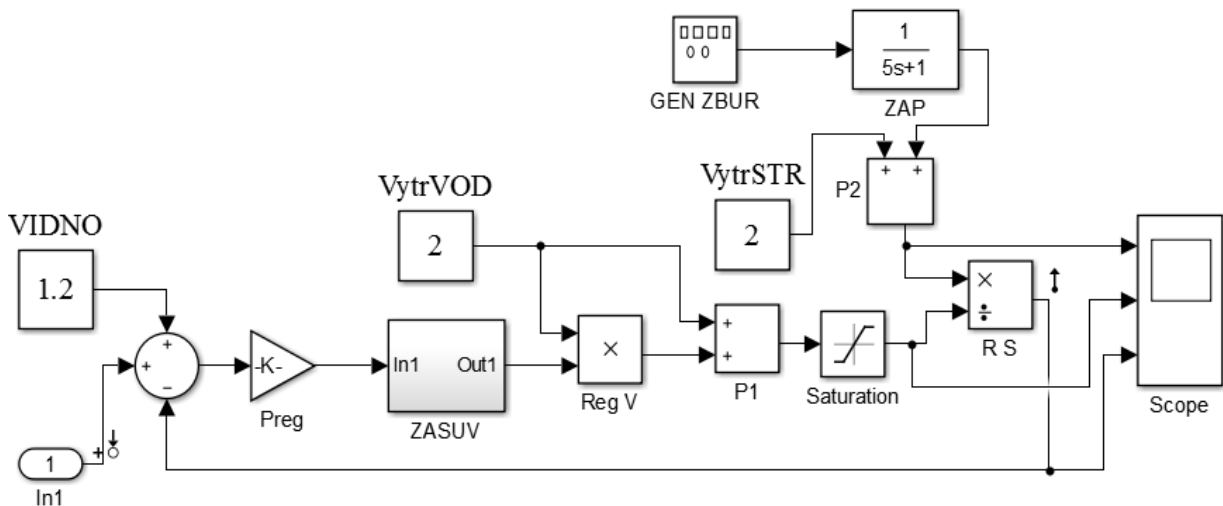


Рис. 21– Схема моделі каналу керування співвідношенням стружка/вода

До схеми моделювання входить обчислювач співвідношення RS та симулятор зміни витрат потоку стружки. Початкове значення потоку задається сталою величиною VytrSTR. Динаміка змін визначається ланкою моделі приводу засувки ZASUV, схема моделювання якої наведена на рис. 8.

Використовуючи опції SISOTool, отримана передатна функція каналу керування співвідношення:

$$W_s(p) = \frac{1.65p + 0.33}{p^2 + 1.75p + 0.33} \quad (20)$$

Цій функції відповідають налаштовані через опції Sisotool амплітудно частотна, фазочастотна (діаграма Бode) та перехідна характеристики, які зображені на рис. 22.

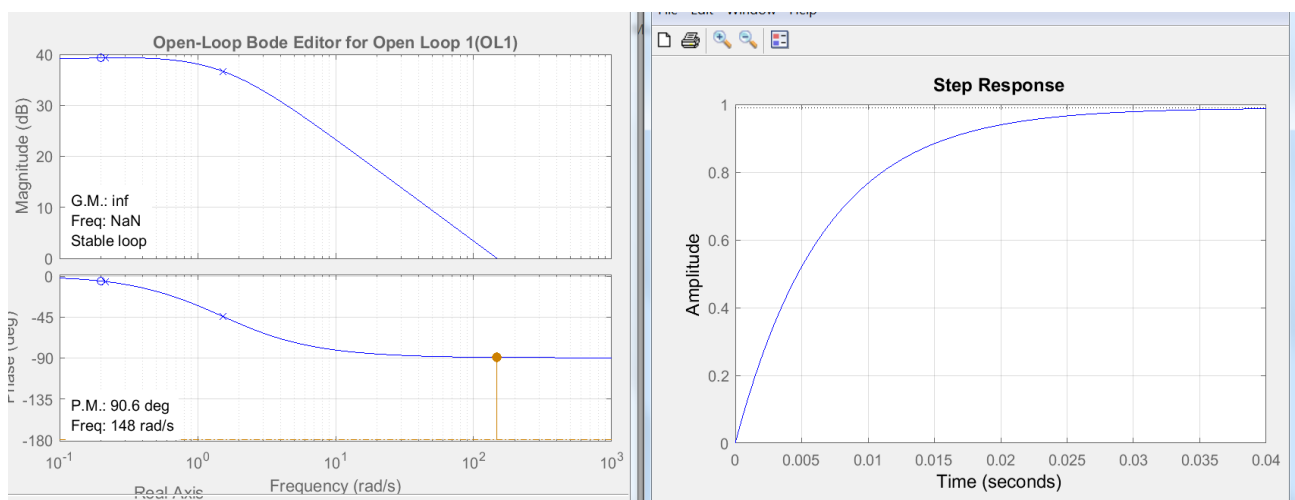


Рис. 22– Діаграма Бode моделі (а) та перехідна характеристики (б) каналу керування співвідношенням стружка/вода

По результатам налаштувань вибрано П–регулятор, який забезпечує необхідну точність та стійкість регулювання.

Результати моделювання каналу керування співвідношенням стружка/вода в умовах дії збурень потоку стружки показані на рис. 23.

На діаграмах видно, що при зміні витрат стружки (рис. 23а) синхронно відслідковуються зміни витрат води (рис. 23б), в результаті чого коефіцієнт співвідношення залишається у межах похибки (рис. 23с), змінюючись в моменти стрибків витрат потоку стружки.

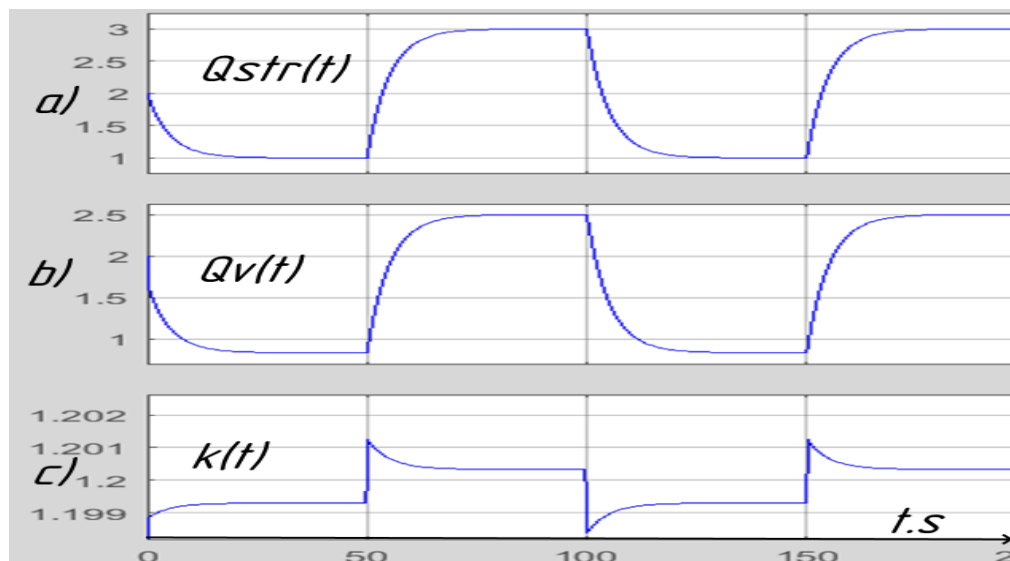


Рис. 23– Діаграма зміни: витрат стружки (а); витрат води (в); коефіцієнта співвідношення (с) у часі

В умовах дії змін живильного потоку випадкового характеру налаштований П– регулятор забезпечує більш стабільне утримання коефіцієнта співвідношення стружка/вода, як показано на рис. 24.

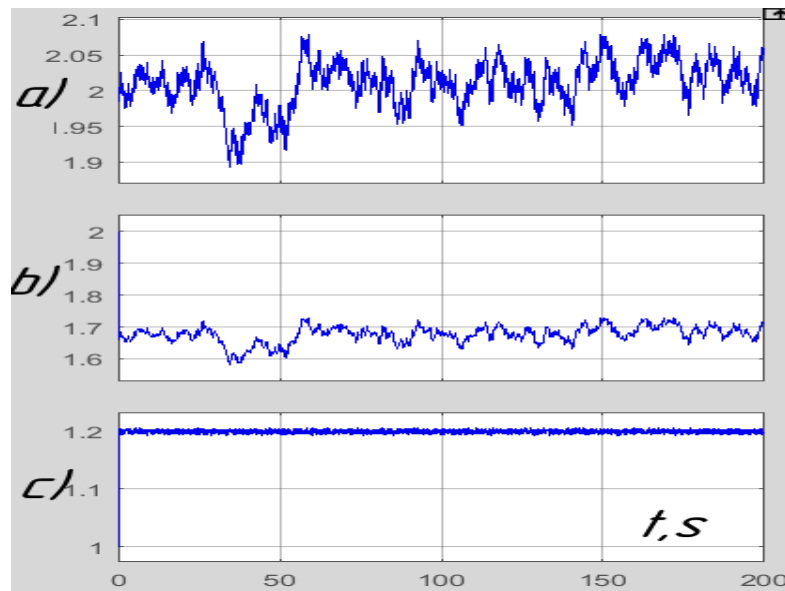


Рис. 24 – Діаграма зміни параметрів випадкового характеру: витрат стружки (а); витрат води (в); коефіцієнта співвідношення (с) у часі

Такі результати підтверджують ефективність вибраного регулятора для досліджуваного процесу. В розглянутій моделі передбачалося, що трубопроводи установки мають помірну довжину, яка суттєво не впливає на час затримки потоку, але при опрацюванні реального регулятора цей час затримки необхідно брати до уваги.

### 3.2 Моделювання процесів випарної установки

Визначальним фактором, що впливає на якість цукру-піску є якість сиропу з випарної установки [2], яка нормується набором параметрів. У той же час на процес випаровування впливає велика кількість різних факторів, які змінюються у часі. Керування процесом в оптимальному режимі випаровування передбачає наявність інформації не тільки про необхідні показники процесу, але й про їх взаємозв'язок (тиск, витрати, фазовий стан, і т. і.). Основним показником, що визначає ефективність процесу випаровування соку, є витрати пари, що використовується у цьому та суміжних процесах [18]. Оскільки якість сиропу та ефективність процесу випаровування є суперечливими чинниками, то побудова системи керування процесом випаровування представляється складною задачею.

Складність керування процесом випаровування полягає в тому, що концентрація сухих речовин (СР), яка є метою керування процесом, пов'язана з рівнем соку у випарній установці. Будь яка збурююча або керуюча дія, що спрямована на зміну концентрації СР, викликає відповідну зміну рівня розчину [19].

Засоби автоматизації випарних установок забезпечують необхідні температурні та гідродинамічні режими за рахунок подачі гріючої пари у випарну установку. Ці режими визначаються рівнянням матеріального балансу:

$$C_0 F_0 = C_k F_k \quad , \quad (21)$$

де  $C_0$ ,  $C_k$  – концентрація розчину на вході в установку та виході з неї;

$F_0$ ,  $F_k$  – об'ємні витрати розчину на вході в установку та виході з неї.

Процес регулювання концентрації при зміні витрат рідини на виході із апарата реалізується регулятором рівня. При роботі регулятора концентрації, його вплив на витрати розчину на виході з апарату повинні бути мінімальними. Концентрація в апараті починає змінюватися в результаті впливу регулятора рівня на потік, що надходить на випаровування.

Якщо головним завданням регулювання процесу є підтримка сталої *концентрації* розчину на виході з апарату, то краща якість регулювання забезпечується шляхом зміни витрат рідини на вході. Якщо ж в апараті необхідне точне регулю-

вання рівня, то регулювання концентрації слід здійснювати зміною витрат на виході, а рівня – на вході установки.

У разі зміни концентрації рідини на вході, регулятора рівня для утримання постійного об'єму в установці необхідно змінити витрати рідини на вході  $\Delta F_0$  на величину:

$$\Delta F_0 = \Delta W = \frac{kS}{i} \cdot \frac{\partial(\Delta T)}{\partial C_K} \cdot \Delta C_K = A * \Delta C_K, \quad (22)$$

де  $\Delta W$  – кількість випареної води;  $S$  – поверхня нагріву апарату;  $i$  – ентальпія пари;  $k$  – коефіцієнт теплопередачі;  $\Delta T$  – різниця температур, що забезпечується гріючою парою;  $\Delta C_K$  – зміна концентрації рідини в апараті.

Зміна концентрації за малий проміжок часу  $\Delta t$  при стрибковому збуренні концентрації рідини  $C_0$ , що надходить до установки, може бути представлена:

$$\Delta C_K = \frac{(F_0 - A\Delta C_K) \cdot (C_0 - \Delta C_0) - F_K(C_K + \Delta C_K)}{V_{ap}} \Delta t, \quad (23)$$

де  $V_{ap}$  – об'єм рідини в апараті.

Нехтуючи величинами другого порядку, можна записати:

$$\frac{V_{ap}}{F_K + A \cdot C_0} dC_K + \Delta C_K = \frac{F_0}{F_K + A \cdot C_0} \Delta C_0, \quad (24)$$

При позначенні

$$\frac{V_{ap}}{F_K + A \cdot C_0} = T_1, \quad \text{стала часу;}$$

$$\frac{F_0}{F_K + A \cdot C_0} = K_1 \quad \text{коефіцієнт передачі,}$$

отримаємо рівняння:

$$\begin{aligned} T_1 * dC_K + C_K &= K_1 C_0 && \text{або в операторній формі:} \\ (T_1 * p + 1) X_{bux} &= K_1 X_{bx} && (25) \end{aligned}$$

тобто аперіодичну ланку із сталою часу  $T_1$  коефіцієнтом передачі  $K_1$ .

Розглядаючи варіанти опису процесу випаровування [20], звертаємо увагу на взаємозалежність зв'язків параметрів цього процесу та різний ступінь впливу керуючих дій на вхідні / вихідні потоки установки.

Якщо не брати до уваги несуттєві взаємозв'язки параметрів процесу (що спрощує модель), то в узагальненому вигляді динаміку ОК можна представити наступними рівняннями:

$$A \frac{dL}{dt} = K_3 F_3 - K_4 F_4 - W_4$$

$$A * L \left( \frac{dC}{dt} + C_3 \right) = (W_4 + K_C C_3 + K_F F_3 - K_4 F_4) \quad (26)$$

де  $A$  – площа перерізу випарного апарату;  $L$  – рівень соку;  $C$  – концентрації на вході і виході апарату;  $W$  – об'єм випаровуваної рідини;  $K$  – статичні коефіцієнти передачі.

Рівнянням (26) відповідає схема, що зображена на рис. 25 [21].

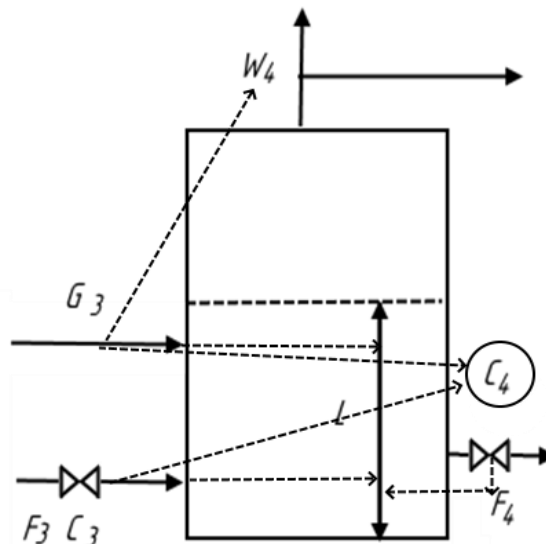


Рис. 25– Параметри та впливи процесу випарювання

Як видно з рівнянь, витрати випаровування впливають на обидві керовані параметри – концентрація соку  $C$  та рівень рідини в апараті  $L$ . До того ж концентрація соку  $C_3$  вхідного потоку визначає концентрація сиропу на виході апарату  $C_4$ .

Зміни рівня рідини у випарному апараті визначаються не тільки змінами витрат по входу та виходу, але й змінами режиму по випаровуванню води. Як згадувалося у попередньому описі процесу, випарна установка є комплексом, який складається з набору послідовно з'єднаних апаратів. Побудувати регулятор для такої складної системи керування моделі в рамках цієї роботи проблематично.

Тому в дослідженнях розглядається математична модель регулювання рівня



та концентрації тільки для четвертого корпусу випарної установки. Відповідно, використання індексів по схемі рис. 25, відноситься до четвертого корпусу, потік соку і пара до якого надходить із третього корпусу.

Результати моделювання по вибраному корпусу випарної установки можна використовувати при розробці регуляторів інших корпусів установки та системи керування всієї установки.

Слід зауважити, що до рівнянь (26) зазвичай ще входить третє рівняння, яке відображує контур керування температурою апарату. Якщо врахувати, що сталі часу зміни концентрації розчину на порядок менше сталих часу зміни температури, то рівняння для температур можна вважати практично незалежними від рівнянь концентрації та рівня. Тоді в процесі випаровування температурні режими вважаються сталими, відповідно при регулюванні концентрації та рівня температуру можна не враховувати. При цьому температура та тиск гріючої пари забезпечуються іншим регулятором по своїм критеріям керування.

З огляду на взаємозв'язок параметрів ОК, якісне керування таким ОК забезпечується шляхом компенсації внутрішніх зв'язків окремих контурів за рахунок побудови зовнішніх компенсаторів [22]. Головною метою цього підходу є виключення впливу керуючих впливів одного контуру на характеристики іншого контуру. Метод компенсації передбачає побудову компенсаторів з такими передатними функціями, які б забезпечували незалежність (*автономність*) керування одного параметру відносно іншого.

Вирішення про доцільність побудови компенсаторів, що створюють умови автономності, приймається в результаті оцінки комплексного коефіцієнта зв'язності  $K_z$ :

$$K_z(j\omega) = \frac{W_{12}(j\omega) * W_{21}(j\omega)}{W_{11}(j\omega)W_{22}(j\omega)}, \quad (27)$$

де  $W_{12}(j\omega)$ ,  $W_{21}(j\omega)$  – перехресні канали керування;

$W_{11}(j\omega)$ ,  $W_{22}(j\omega)$  – перехресні канали керування;

$\omega$  – частота АЧХ.

При цьому  $K_z$  оцінюється в робочому діапазоні частот контурів керування та

при  $\omega = 0$ . Останнє значення відображує статичні залежності ОК.

В результаті оцінки коефіцієнта  $K_z$  отримано значення  $K_z = 0,1$ , що свідчить про неглибокий зв'язок між вибраними контурами керування. До того ж, якщо прийняти до уваги сталі часу розглянутих контурів керування (десятки хвилин), то становиться зрозуміло, що по динаміці керування згадані контури є автономними.

Якщо додатково прийняти до уваги існуючі методики налаштувань спочатку компенсаторів, а потім підналаштувань відповідних регуляторів, то вибір компромісу між точністю регулювання та складністю реалізації комбінованого регулятора є оправданим.

Таким чином логічним кроком при побудові системи керування процесом випарювання соку є використання розв'язаних контурів керування параметрами процесу – концентрація  $CP$  розчину та рівень розчину в апараті.

### 3.2.1 Побудова моделі каналу керування концентрацією $CP$

Виходячи із отриманої передатної функції каналу керування концентрацією розчину (25), що описується аперіодичною ланкою, побудуємо модель каналу керування, яка зображена на рис. 26.

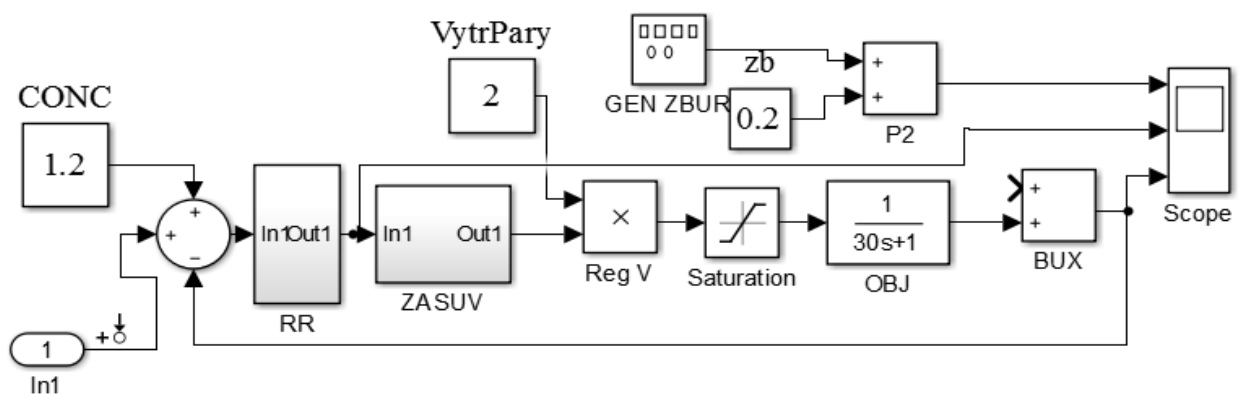


Рис. 26– Схема моделювання каналу керування концентрацією

До складу моделі входить привод засувки, який змінює кількість пари для випарювання, модель об'єкта (OBJ) та симулятор збурень.

Графік перехідного процесу ОК, замкненого від'ємним зворотнім зв'язком при стрибкоподібній зміні завдання параметра, зображено на рис. 27.

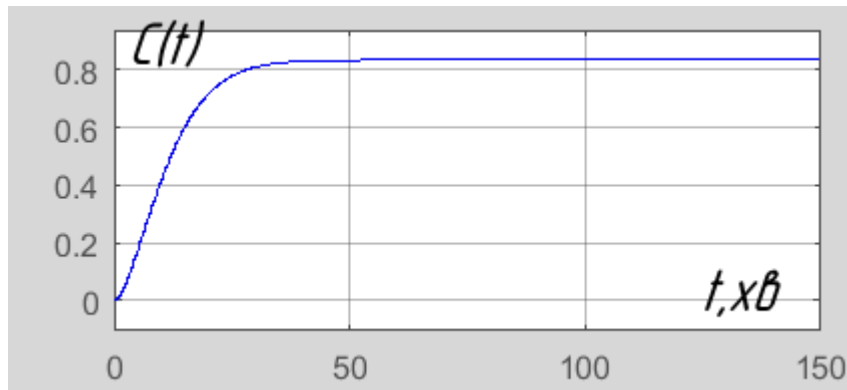


Рис. 27– Перехідний процес ОК

Характер перехідного процесу показує, що при відсутності регулятора процесу не вдається досягнути заданого значення параметру регулювання. Тому наступним кроком розробки системи є вибір та налаштування регулятора, що забезпечить необхідні параметри якості регулювання.

Приймаючи до уваги значення сталих часу процесу випаровування та результати моделювання розглянутих регуляторів, прийнятним варіантом здається релейний регулятор (РР) із відповідними налаштуваннями зони неоднозначності. Ця зона визначається верхнім та нижнім значенням концентрації  $C_P$  від заданого значення.

На рис. 28 показана перехідна характеристика ОК з РР, який забезпечує достатню точність регулювання та зменшення часу регулювання, у порівнянні з часом перехідного процесу досліджуваного ОК (рис. 27).

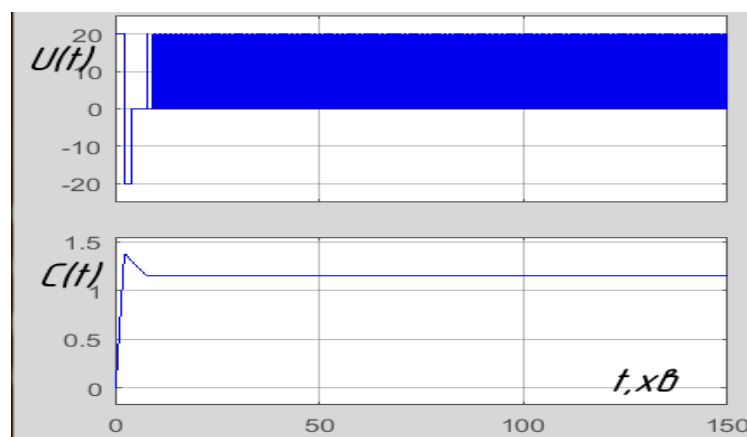


Рис. 28– Перехідний процес ОК

$U(t)$  – керуючі сигнали РР;  $C(t)$  – зміни концентрації

Стабілізація концентрації здійснюється в результаті відслідковування зони

неоднозначності. При збільшенні/зменшенні витрат випареного розчину, тим самим зменшується/збільшується час перебування розчину в апараті. Відповідно до цього, у свою чергу, зменшується/збільшується концентрація  $CP$ .

Після налаштування релейного регулятора по зоні неоднозначності, порогам спрацювання, коефіцієнтам підсилення, підключаємо до виходу моделі ОК симулятор збурень та оцінюємо ступінь придушення цих збурень, що зображено на рис. 29.

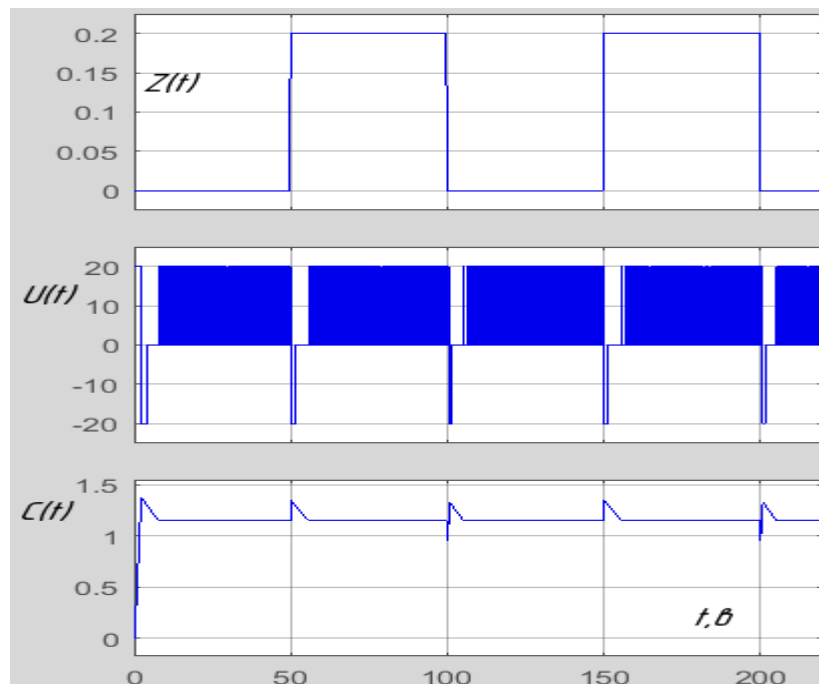


Рис. 29– Регулювання концентрації  $CP$  в умовах дії збурень

$Z(t)$  – сигнал, що відображає збурення параметру;  $U(t)$  – керуючі сигнали РР;  $C(t)$  – зміни концентрації

Із осцилограм рис. 29 видно, що процес регулювання характеризується стійкістю та необхідною точністю. При зміні характеру та інтенсивності збурень використання РР передбачає необхідне переналаштування параметрів, що зазвичай і відбувається при експлуатації досліджуваного ОК.

Побудова контуру регулювання *рівня* випарного апарату, який взаємодіє з контуром регулювання концентрації, не дуже відрізняється від регулятора рівня дифузійного апарату. При цьому передбачаються заходи, що забезпечують розв'язку контурів, що розглянуто раніше.

## 4 РОЗРОБКА SCADA СИСТЕМИ ТА ПРОГРАМ РЕГУЛЯТОРА

### 4.1 Мета і завдання, що вирішуються при створенні АСУ ТП

АСУ ТП цукрового виробництва застосовується для підвищення його ефективності на базі автоматизації моніторингу та керування технологічними процесами виробництва цукру, вирішуючи задачі оптимізації параметрів процесів цукрового виробництва.

Функціональні можливості АСУ ТП:

- Реєстрація та архівація значень технологічних параметрів у різні відрізки часу.
- Відображення значень параметрів процесу на динамічних мнемосхемах автоматизованих робочих місць (АРМ), що комплектуються сенсорними клавіатурами та програмними панелями.
- Супроводження необхідних режимів керування: прямого цифрового, супервізорного керування, алгоритмів логічного керування та аналогового регулювання за різними законами.
- Сигналізація тривожних та передаварійних ситуацій технологічного режиму кожного параметра процесу.
- Збір та форматування даних технологічного процесу та стану обладнання для їх передачі до верхнього рівня АСУ ТП.

Особлива увага приділяється використанню відкритої архітектури, яка передбачає подальшу інтеграцію вибраних засобів автоматизації з іншими апаратно-програмними засобами, що забезпечують розвиток та модернізацію використовуваного обладнання.

При цьому система керування повинна реалізовувати функції, що необхідні для керування процесами дифузії та випаровування, що розглянуті у цій роботі:

- « контроль та регулювання співвідношення стружка – живильна вода;
- регулювання температури по зонам дифузійної установки;
- регулювання рівня перед і за ситом дифузійної установки;
- контролю витрати жомопресової води;
- керування насосом в трубопроводі дифузійного соку;

- керування конвеєром бурякової стружки;
- керування конвеєрами транспортування жому;
- керування частотою обертів шнеків;
- регулювання частоти обертів вантажного колеса;
- контроль і регулювання рівня рН в дифузійній установці.»
- стабілізація потоку соку по корпусам випарної установки;
- оптимізація подачі пари та розподіл потреб споживачів;
- підтримка співвідношення сік/пара;»
- підтримка температурного режиму по корпусам установки.

В процесі розробки АСУ ТП цукрового виробництва спираються на стратегію, яка передбачає автоматизацію не тільки окремих одиниць обладнання та дільниць, але й об'єднання вже функціонуючих комплексів в єдину лінію виробництва. Саме для цукрової промисловості характерно впровадження технічних засобів різних виробників, які зазвичай несумісні між собою. Необхідність доробки програмних засобів та закритість систем не дає можливостей зв'язати їх в єдину систему. Витрати на доробку та заходи по досягненню сумісності окремих дільниць зрівнюються з вартістю автоматизації цих дільниць.

Тому в процесі розробки системи керування треба спиратися на стандартизовані та уніфіковані апаратно- програмні засоби, які забезпечують взаємозамінність та надійність функціонування системи. При цьому керування процесами повинно формуватися з урахуванням не тільки збору даних про технологічні параметри, але й інформації про стан обладнання та ресурси підприємства.

#### *4.2 Вибір ПЛК для реалізації проекту*

Врахування різноманітності завдань керування процесами виробництва цукру та архітектури необхідних засобів автоматизації обумовлює підхід, в якому передбачається використання ПЛК, що виконані у вигляді автономних модулів. Такий підхід може бути реалізований на базі різних ПЛК, характеристики яких наведені у Таблиці 4.

Табл. 4 Характеристики ПЛК виробництва різних фірм

ПЛК	МК-52	ОВЕН-150	HaiwellH24S2T	Siemens CPU121C
Кількість дискретних входів	до 35	6	12	до 42
Кількість дискретних виходів	до 37	4	12	до 40
Кількість аналогових входів	4	4	-	до 10
Кількість аналогових виходів	до 4	2	-	до 5
Інтерфейси	RS-485	RS-485 RS-232	RS-485 RS-232	-

Умовою застосування певного ПЛК є виконання наступних вимог: «

- підтримка необхідної кількості вхідних/вихідних каналів;
- високий рівень надійності та завадостійкості;
- застосування стандартних протоколів та комунікаційних інтерфейсів, що забезпечують взаємодію із верхнім рівнем;
- достатня номенклатура модулів розширення для підтримки зв'язку з давачами та виконавчими механізмами;
- наявність програмної підтримки;
- захист від впливу кліматичних умов.»

Аналіз характеристик засобів автоматизації, що виготовляються фірмою «Мікрол», підтверджує виправданість використання ПЛК Мікрол-52 іншими розробниками України [23, 24]. Відповідно до документації на ПЛК Мікрол-52 [25], його архітектура має вигляд, наведений на рис. 30.

*«Технічні характеристики ПЛК МК-52 наступні:*

Об'єм пам'яті: ПЗП–256 кБайт, ОЗУ –8 кБайт

Час циклу: –не більше 0.1

Похибки перетворення: АЦП:  $\pm 0.2\%$ ; ЦАП:  $\pm 0.2\%$

Трирівнева (по входу, виходу і живленню) гальванічна ізоляція

Збереження інформації при відключенні живлення

Канал інтерфейсного зв'язку– RS– 485

Швидкість обміну – до 921 Кбіт/с

Температура довкілля: від  $-40^{\circ}\text{C}$  до  $+70^{\circ}\text{C}$

Напруга живлення– від мережі змінного струму  $\sim 220$ ,  $(50 \pm 1)$  Гц

Споживана потужність– не більше 13 ВА»

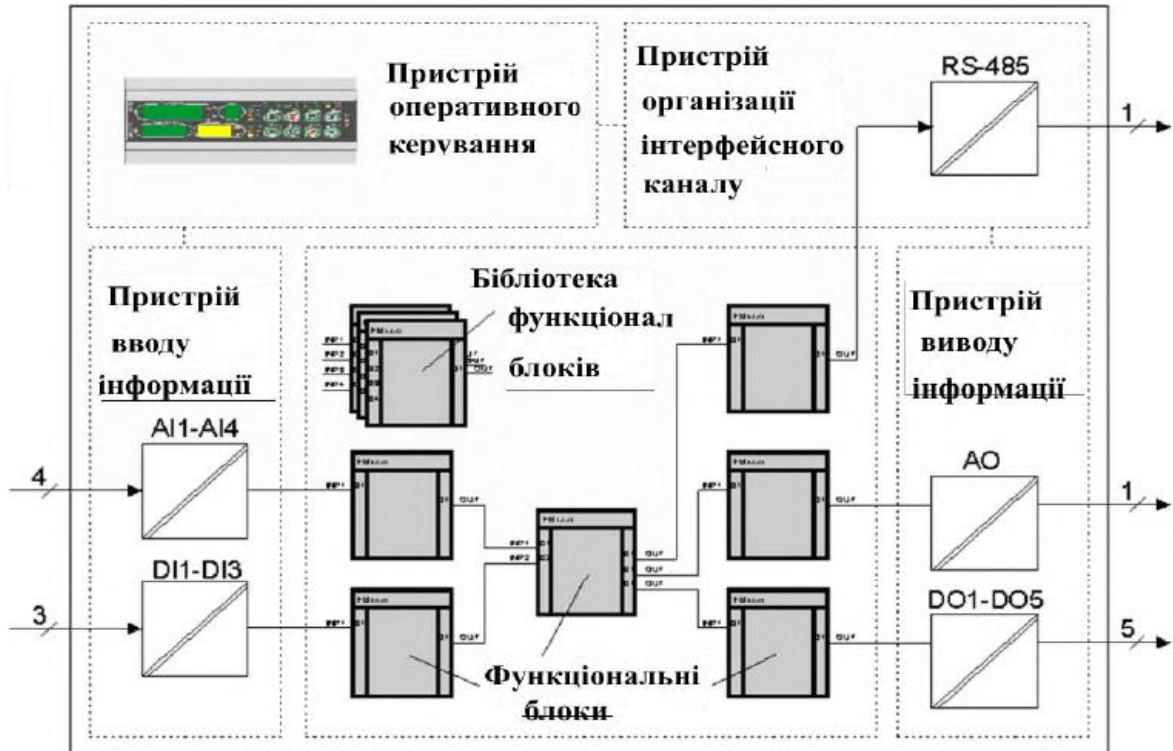


Рис. 30– Архітектура контролера МІК-52

При цьому автономні контролери, що виконують функції контролю та керування технологічними процесами різного типу, розміщуються у захищених корпусах, які можуть експлуатуватися у різних умовах оточуючого середовища.

Структурна схема підключення мережі контролерів МІК-52 до ПК по інтерфейсу RS-485 показана на рис. 31

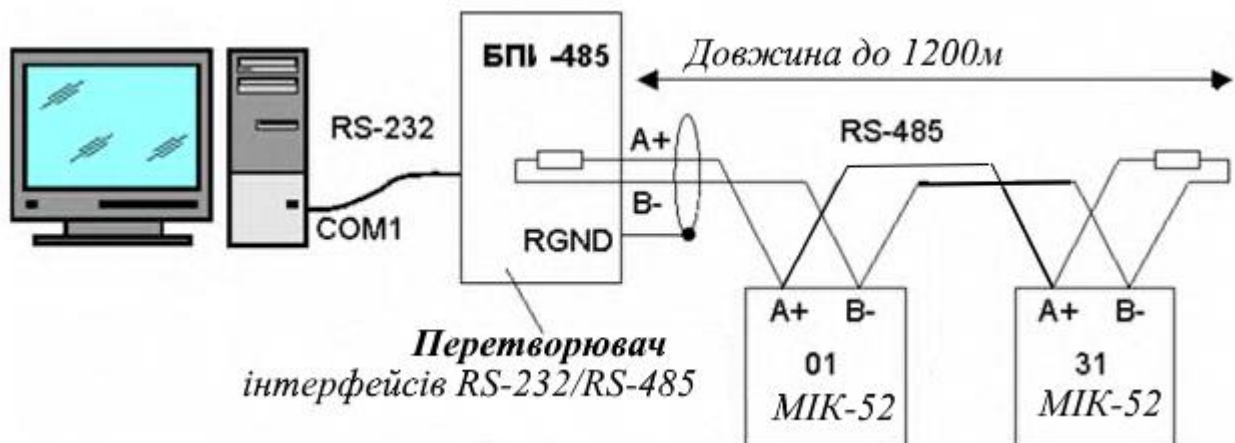


Рис. 31– Схема підключення контролерів МІК-52 у мережу



Підключення вхідних, вихідних сигналів до регуляторів МК–25, та інтерфейсу RS–485 здійснюється за допомогою клемно–блочного з'єднувача КБЗ-34-01.

До програмної частини входить бібліотека функціональних блоків та самі функціональні блоки (ФБ).

Програмне забезпечення (ПЗ) системи керування будується на базі FBD блоків, які утворюють простір керування ПЛК. Сформовані функціональні зв'язки забезпечують виконання завдань збору даних та керування об'єктом.

Виконання команд периферійним обладнанням, що інтегрується до технічного забезпечення ПЛК, може здійснюватися лише після програмної ініціалізації відповідних ФБ. Програмні налаштування зв'язків ФБ дозволяють вирішувати завдання вводу/ виводу сигналів, обслуговування панелі оператора (ПО), а також прийом/передачу сигналів через інтерфейс RS-485.

#### 4.3 Екранна візуалізація та керування

Реалізація алгоритмів керування та візуалізації параметрів режимів функціонування обладнання здійснюється за допомогою описаного ПЗ.

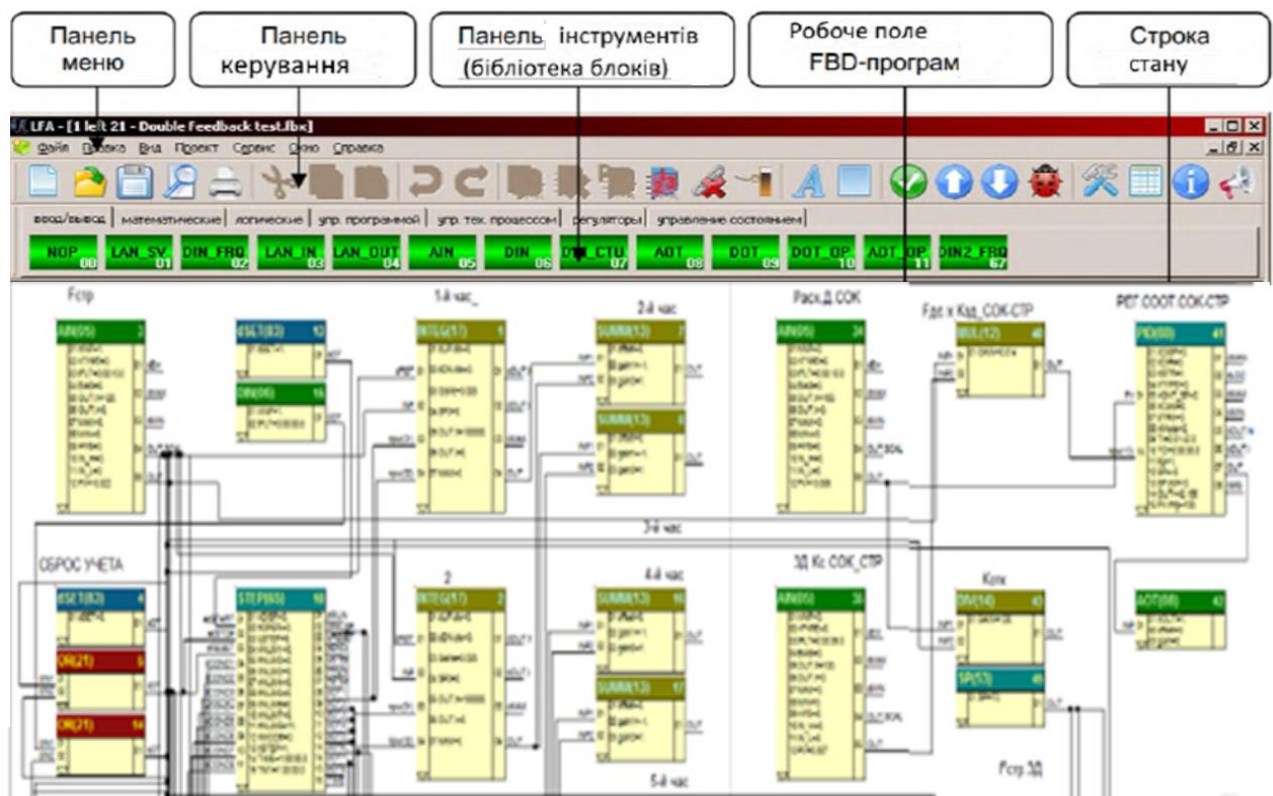


Рис. 32 – Вікно редактора АЛЬФА

Для розробки керуючих програм використовуються функціональна схема автоматизації та структурна схема комплексу технічних засобів, на базі яких розробляються алгоритми функцій керування.

ПЗ описаної системи створюється у *середовищі розробки FBD-програм* «редактор АЛЬФА». Цей редактор запускається із встановленого ПЗ Microl - ALFA 2.0. Вікно програми представлено на рис. 32. У вікні редактора АЛЬФА відображується панель інструментів, робоче поле FBD-програм та стрічка стану.

Продукт фірми МІКРОЛ - *Visual Intellect* забезпечує створення реальної SCADA-системи, оскільки до складу *Visual Intellect* входить операційна оболонка. Ця оболонка розподіляє процесорний час між окремими *задачами*. Мережева база даних формується із «бази обладнання» та «бази логіки».

Ядро SCADA системи *Visual Intellect V2.0* утворюється сервером *MNT*. Цим сервером здійснюється моніторинг задач та взаємодія компонентів програмного середовища.

Для візуалізації параметрів технологічного процесу у середовищі *Visual Intellect V2.0* з допомогою графічного редактора «Visual» будується мнемосхема.

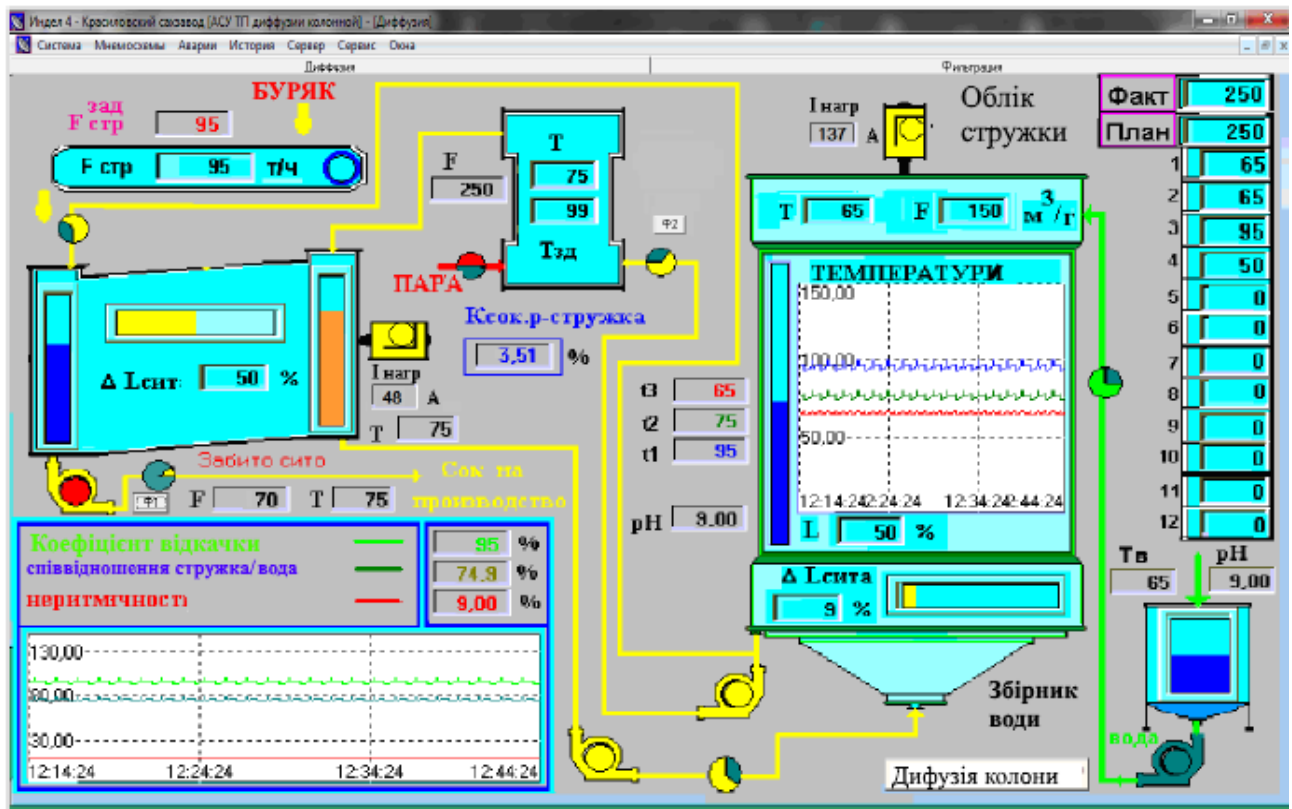


Рис. 33 – НМІ керування процесом дифузії

Згаданий редактор є людино-машинним інтерфейсом НМІ, у якому зібрані графічні засоби відображення елементів системи візуалізації в реальному режимі часу. На рис. 33 показана візуалізація процесу дифузії, яка розроблена з допомогою графічного редактора «Visual».

Візуалізація процесу дифузії на АРМ оператора відображує інформацію про значення параметрів та стан обладнання. Крім цього на екрані показані результати оперативного погодинного обліку витрат стружки, що надходить у дифузійну колону, а також табло фактичних витрат бурякової стружки. Відображення показників роботи дифузійного апарату здійснюється в результаті обрахунку коефіцієнтів відкачки (Квід), неритмічності, рециркуляції.

На рис. 34 показана компоновка ПЛК МІК -52 із засобами спряження, що монтується на DIN –рейку у монтажній шафі. Панель оператора(ПО) розміщується на монтажному щиті.

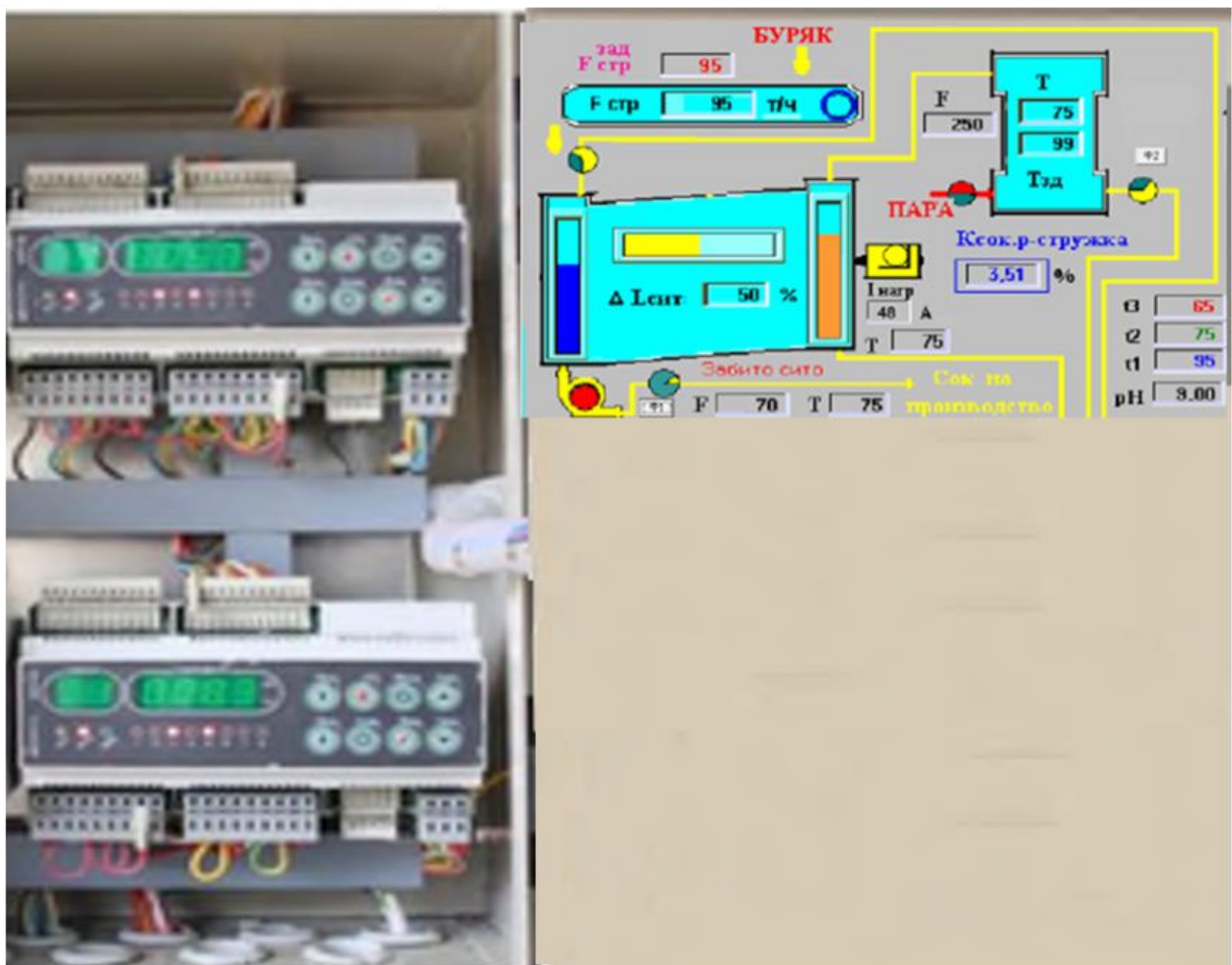


Рис. 34 – Розміщення обладнання керування процесом дифузії

Оскільки фірмою «Мікрол» не випускаються засоби відображення інформації [26], то для візуалізації параметрів процесу та необхідних налаштувань процесу дифузії використовується панель оператора *Weintek MT8070IE* (Тайвань). Ця панель має потужний процесор Cortex A8 600МГц. Її вбудований RS-485-інтерфейс, сумісний із МІК-52, забезпечує надійність при роботі з іншими ПЛК. Панель *Weintek MT8070IE* відповідає стандартам CE, має ступінь захисту IP65.

Альтернативою до середовища Visual Inllect V2.0, що використовується в системах з ПЛК «Мікрол», є SCADA-система «ІНДЕЛ» (розробка - фірми «Інфотехпром», м. Полтава, Україна). Базування SCADA-системи «ІНДЕЛ» на платформі операційної системи WINDOWS-XP дає змогу реалізувати функції організації зв'язку з контролерами фірми «МІКРОЛ», що в свою чергу забезпечити налагодження драйвера MODBUS RTU.

Використання SCADA-системи «ІНДЕЛ» із відповідним технічним забезпеченням дозволило створити високоефективну SCADA систему випарної установки (ВУ) [24]. Мнемосхема АРМ оператора ВУ представлена на рис. 35.

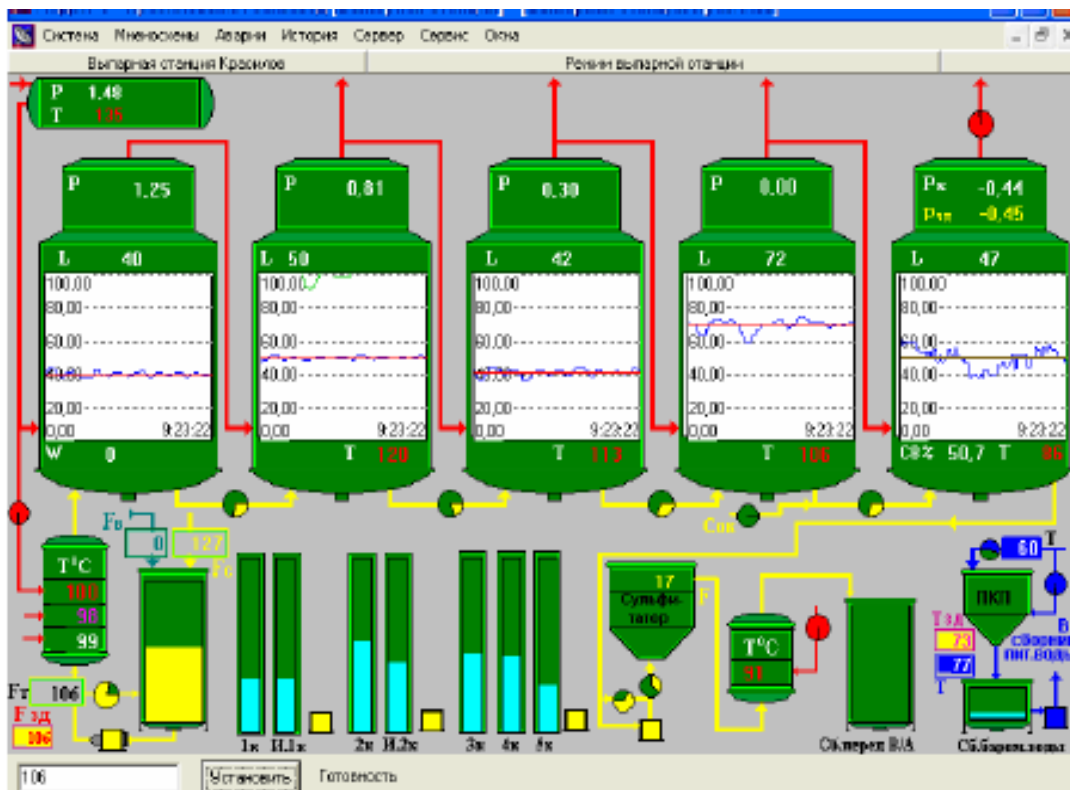


Рис. 35 – АРМ оператора ВУ

Інформація, що видається оператору АРМа, використовуються для своєчасного прийняття рішень з керування технологічними процесами цукрового виробництва. На схемі НМІ (рис.35) відображуються наступні дані

- стан устаткування (приводи насосів);
- – рівнів: у корпусах ВУ, збірниках конденсату та випарниках;
- – витрати соку на ВУ;
- – температур соку та сиропу після підігрівачів;
- – температур живильної води та гріючої пари;
- – тиску гріючої пари;
- – густини сиропу з ВУ.

## ВИСНОВОК

Відповідно до завдань, сформованих для цих досліджень, проаналізовано параметри, що характеризують процеси виробництва цукру. Враховуючи завдання функціонування обладнання цукрового виробництва, виділені основні параметри, що впливають на ефективність процесів виробництва цукру.

В результаті розгляду завдань керування режимами обладнання, розроблені математичні моделі процесів об'єкта керування, що суттєво впливають на ефективність процесів виробництва цукру:

- модель контуру регулювання температури дифузійної установки;
- модель контуру регулювання рівня суміші дифузійної установки
- модель контуру регулювання співвідношення стружка /вода;
- модель контуру керування концентрацією сухих речовин.

Розглянуті моделі досліджуваного об'єкта керування характеризуються різними сталими часу та ступенем лінійності, що не дає змоги розробити типовий ПІД регулятор з відповідними налаштуваннями. Тому, відповідно до параметрів розроблених моделей запропоновано різні типи регуляторів, які забезпечують необхідну якість регулювання, яка визначається критерієм керування.

У зв'язку з різною динамікою технологічних процесів прийнята модульна структура побудови системи керування, яка базується на ПЛК фірми «МІКРОЛ» (м. Івано-Франківськ). Опрацьовано НМІ керування процесом дифузії та випарної установки. Розглянутий варіант розбудови SCADA –системи базується на використанні середовища Visual Intellect V2.0, що розміщується на платформі операційної системи WINDOWS. Програмування програмного забезпечення середовища Visual Intellect V2.0 здійснюється у оболонці розробки FBD-програм «редактора АЛЬФА».

## СПИСОК ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ

1. Штангеев К.О., Христинко В.І., Василенко Т.П., Василенко С.М. Енергозбереження на цукрових заводах України. Цукор України. Техніка & Технології. – 2014.– №2(98).– С.40-43
2. Ляшенко С.О., Фесенко А.М., Ляшенко О.С., Кісь В.М. Обґрунтування застосування показників якості в енерго- та екологічно ефективних АСУ цукрового виробництва. Інженерія природокористування.– 2019.–№4 (14).– С.47–56.
3. Ліпець А.А., Логвін В.М., Скорик К.Д., Українець А.І., Купчик М.П. Технологія цукру–2015. .–Київ.: ДП "Експрес-об'ява".–том I - 288с.
4. <http://www.ukrsugar.com/uk/post/ak-procesi-avtomatizacii-virisuut-problemi-sukrovogo-virobnictva> [«Цукровий бізнес», №4 (6), грудень 2018 р.]
5. Капустін М.М., Тігарєв А.М. Аналіз багатокорпусної випарної установки цукрового виробництва як об'єкта керування та розробка стратегії її оптимального керування. Збірник наукових праць XII Міжнародної науково-практичної конференції. Державний університет інтелектуальних технологій і зв'язку.– Одеса: – 2022.– С.89–93.
6. Сокол Р. М. Автоматизація управління продуктивним відділенням на основі інтелектуальних систем / Р. М. Сокол, Я. В. Смітюх // Вісник НТУ „ХПІ”. – 2015. – № 11. – С. 83–87
7. Bahrami M.E., Honarvar M., Ansari K., Jamshidi B. Measurement of quality parameters of sugar beet juices using near-infrared spectroscopy and chemometrics. Journal of Food Engineering. –2020. –Volume 271://doi.org/10.1016/j.jfoodeng.2019.109775
8. Monago-Maraña O., Afseth N.K., Knutsen S.H., Wubshet S.G., Wold J.P. Quantification of soluble solids and individual sugars in apples by Raman spectroscopy. Postharvest Biology and Technology. –2021. –Volume 180. – //doi.org/10.1016/j.postharvbio.2021.111620
9. Штангеев К.О. Випарні установки та теплові схеми цукрових заводів. –2015. – Київ: ЮНІДО. –67с.

10. Прокопенко Т.О., Ладанюк А.П. Системний аналіз задач управління цукровим виробництвом в класі організаційно-технічних систем. Східно-Європейський журнал передових технологій –2012. – № 5/3 (59).– С. 41 –44.

11. Ляшенко С.О., Фесенко А.М., Ляшенко О.С. Побудова математичних моделей різних схем процесу випарювання соку для автоматизованих систем управління. Інженерія природокористування. –2019. –№2(12) . – С. 79 – 89.

12. Заєць Н.А. Адаптивна система керування температурним режимом роботи колонної дифузійної установки [Текст] / Н.А. Заєць // Науковий вісник Національного університету біоресурсів і природокористування України. - Київ: НУБіПУ. –2010. – Вип. 148. –С. 196 –203.

13. Kulinchenko H., Drozdenko O., Leontiev P., Hrek V. Pressure regulator for low temperature separation process. Electronics and Information Technologies (ELIT): IEEE 12th international conference, Lviv, May 19-21 2021. Lviv, 2021. P. 315–319.

14. Кулінченко Г.В., Панич А. О., Леонтъев П В., Шикура А. Ю. Релейний регулятор печі обігріву нафти. International scientific innovations in human life. Proceedings of the 7th International scientific and practical conference. – Manchester, United Kingdom: Cognum Publishing House, 2022. – P. 209-217.

15. Бойко В.С., Буденко С.Ф., Тарасенко В.Г. Розрахунок параметрів дифузійного апарата. Методичні вказівки для студентів спеціальності 8.05050313. – Таврійський державний агротехнологічний університет. –2016. –21с.

16. Хоменко М.Д. Отримання дифузійного соку високої якості -основна задача у виробництві цукру. Науково–практичний центр цукробурякового виробництва. –2019. –№6(24) . –С. 4–10.

17. Євсєєнко О.М. Огляд існуючих типів регуляторів температури теплових об'єктів. Вісник НТУ «ХПІ». –2016. – № 15 (1187).– С.16–21.

18. Нікульшин В., Денисова А., Мельнік С, Височин В., Андрющенко А. Енергетичні характеристики та енергозберігаючі опції в системах виробництва цукру. International Science Journal of Engineering & Agriculture. –2022. –Vol. 1, No. 3. – pp. 143-151. doi:10.46299/j.isjea.20220103.12.



19. Ладанюк А.П., Кишенько В.Д., Школьная Е.В. Управління випарною установкою в умовах невизначеності. –Наукові праці НУХТ. –2015. –Том 21, № 6. –С. 7–14.

20. Кишенько В.Д. Моделювання тепло- масообмінних процесів. Конспект лекцій для магістрів і спеціалістів спеціальності 8.092501 “Автоматизовані системи управління технологічними процесами”. –2007. –Київ: НУХТ. –117с.

21. Капустін М.М., Тігарев А.М. Аналіз багатокорпусної установки цукрового виробництва як об’єкта керування. Збірник наукових праць XII Міжнародної науково-практичної конференції. –2022 . –С. 89–93. <http://biblio.onat.edu.ua:443/xmlui/handle/123456789/4853>.

22. Трегуб В.Г. Автоматизація технологічних процесів. Курс лекцій для студентів напряму 0925 “Автоматизація та комп’ютерно-інтегровані технології”– . – 2007 – Київ: – НУХТ – 42 с.

23. Skakovsky Y.M. Babkov A.V. Use of microprocessors-based comptrollers and programs of the Ukrainian production for modernization of the control system of sugar-house extraction station. Avtomatizacia tehnologicheskikh i biznesprocesov.–2015. – Odessa: – Volume 7, Issue 3.– P.46–51.

24. Skakovsky Y.M., Babkov A.V., Mandro E. Y. Modernization of structure for control system of sugar plant evaporator station- based comptrollers and programs of the Ukrainian production. Automation of technological and business-processes. –2018. – Odessa: – №10(2), pp. 11–18. – DOI: 10.15673/atbp.v10i1.874.

25. Ніколаєнко А.М., Міняйло Н.О. Мікропроцесорні та програмні засоби автоматизації: Навчальний посібник. – 2011. –Запоріжжя:. – ЗДІА. –444с.

26. <http://www.microl.ua>