

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
Донецький національний університет економіки і торгівлі
імені Михайла Туган-Барановського
Навчально-науковий інститут ресторанно-готельного бізнесу та туризму
Кафедра загальноінженерних дисциплін та обладнання

ДОПУСКАЮ ДО ЗАХИСТУ
Гарант освітньої програми
«Обладнання переробних та
харчових виробництв»

«_____» _____ 20__ року

**ПОЯСНЮВАЛЬНА ЗАПИСКА
ДО КВАЛІФІКАЦІЙНОЇ РОБОТИ**
на здобуття ступеня вищої освіти «Магістр»
зі спеціальності 133 «Галузеве машинобудування»
за освітньою програмою «Обладнання переробних та харчових
виробництв»

на тему: **ПІДВИЩЕННЯ ЕНЕРГОЕФЕКТИВНОСТІ ТЕХНОЛОГІЧНИХ
АПАРАТІВ ДЛЯ ІНТЕНСИФІКАЦІЇ ПРОЦЕСІВ ВИРОБНИЦТВА
ЦУКРУ**

Виконала
здобувач вищої освіти _____
(прізвище, ім'я, по батькові) (підпис)

Керівник _____
(посада, науковий ступінь, вчене звання, прізвище та ініціали) (підпис)

Засвідчую, що у звіті немає запозичень
з праць інших авторів без відповідних
посилань

Здобувач вищої освіти _____
(підпис)

Кривий Ріг
2021 р.

РЕФЕРАТ

пояснювальна записка кваліфікаційної роботи магістра містить сторінок 65, 17 рис, 7 табл.

На тему: « Підвищення енергоефективності технологічних апаратів для інтенсифікації процесу виробництва цукру»

Метою дослідження проведених у кваліфікаційній роботі магістра є -

створення теоретичних основ автоматизації процесів керування технологічними лініями цукрового виробництва, що функціонують на сьогодні, з метою підвищення енергоефективності та якості цукрового виробництва.

Для досягнення поставленої мети необхідно вирішити наступні завдання:

- аналіз сучасного технологічного обладнання цукрових заводів та критерій його ефективності;
- розробка методів моделювання складних технологічних процесів виробництва цукру;
- методи розрахунку технологічних апаратів для інтенсифікації процесу виробництва цукру;
- розробка принципів керування складним технологічним процесом виробництва цукру з мінімізацією витрат електроенергії.

Об'єкт дослідження – процес виробництва цукру та його інтенсифікація з метою підвищення енергоефективності.

Предмет дослідження – технологічні апарати для інтенсифікації процесу виробництва цукру.

Методи дослідження: методи теорії експерименту, що дозволили одержати математичні моделі роботи технологічних апаратів; методи теорії систем керування технологічним процесом виробництва цукру, що дозволили синтезувати енергоефективні системи керування технологічними апаратами з виробництва цукру.

Наукова новизна результатів дипломної роботи магістра полягає у вирішенні практичної задачі підвищення енергоефективності технологічних апаратів з виробництва цукру на основі застосування найсучасніших технологій керування складними, енергоємними технологічними процесами.

Практичне значення одержаних результатів полягає в створенні методів керування існуючими технологічними апаратами на основі розроблених критеріїв та систем автоматизованого керування виробництва цукру.

Синтезовані в дипломній роботі магістра структури, моделі та методи розрахунку енергоефективності технологічних апаратів можуть бути

використані при розробці систем керування дискретними технологічними процесами.

Вирішено питання економічної ефективності цукрового виробництва на виробничих ділянках заводу.

Ключові слова: енергоефективність, цукрове виробництво, технології, обладнання, керування, автоматизація.

ЗМІСТ

ВСТУП.....	5
Розділ 1. ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ ПРОЕКТУВАННЯ ОБЛАДНАННЯ ТА ТЕХНОЛОГІЙ ВИРОБНИЦТВА ЦУКРУ	7
1.1. Основні напрями досліджень щодо розробки енергоефективного обладнання для виробництва цукру	7
1.2 Концепція енергоефективності управління технологічним процесом цукрового виробництва	9
1.3 Локальні технологічні процеси виробництва цукру як об'єкти енергоефективності.....	14
Розділ 2. АНАЛІЗ РОБОТИ ОБЛАДНАННЯ ЦУКРОВОГО ЗАВОДУ	23
2.1 Аналіз основних технологічних процесів при кристалізації.....	23
2.2 Розрахунок технічних та технологічних параметрів обладнання цукрового заводу.....	25
2.3 Визначення основних енергетично теплових режимів роботи випарних установок з метою підвищення їх енергоефективності	29
2.4 Проектні технічні та технологічні рішення щодо розроблення та розрахунку енергоефективного обладнання виробництва цукру	40
Розділ 3 ПІДВИЩЕННЯ ЕНЕРГОЕФЕКТИВНОСТІ ТЕХНОЛОГІЧНИХ АПАРАТІВ ЦУКРОВОГО ЗАВОДУ ЗА РАХУНОК АВТОМАТИЗАЦІЇ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПРОЦЕСІВ.....	44
3.1 Особливості інтенсифікації процесу автоматизованого виробництва цукру за критерієм підвищення енергоефективності	44
3.2 Економічні критерії оптимізації цукрового виробництва	47
3.3 Очікуваний економічний ефект підвищення енергоефективності виробництва	49
ВИСНОВКИ.....	51
СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ.....	53
ДОДАТКИ.....	56

					ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ			
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>докум.</i>	<i>ідпис</i>	<i>Дата</i>				
<i>Розроб.</i>		<i>Петрушина Ю.М</i>			Підвищення енергоефективності технологічних апаратів для інтенсифікації процесу виробництва цукру	<i>Лім.</i>	<i>Арк.</i>	<i>Аркушів</i>
<i>Перевір.</i>		<i>Хорольський В.П.</i>					4	1
<i>Н.контр.</i>						ДонНУЕТ Кафедра ЗІДО		
<i>атверд.</i>								

ВСТУП

Виробництво цукру в Україні потребує використання складних і енерговитратних технологічних процесів. Технологічний прогрес та створення нових інтелектуальних систем управління виводить на перший план такі вимоги як висока якість продукції, зниження енергоспоживання та собівартість. У зв'язку з цим, у розробників виникає необхідність застосування адаптивних технологій для підвищення енергоефективності на всіх стадіях цукрового виробництва та вдосконалення його автоматизації. На сучасному етапі, цукрові заводи України характеризуються високим рівнем продуктивності, впровадженням сучасних технологій переробки цукрового буряку та технологічного обладнання з високим рівнем автоматизованого керування.

Враховуючи багатомірність досліджуваних технологічних процесів, їх різноманітність, тенденцію до постійних змін характеристик та неповноту технологічної інформації на всіх рівнях управління для підтримки прийняття рішень операторами, диспетчерами, технологами та ін. для підвищення якості прийнятих ними рішень необхідно застосувати більш прогресивні технології.

Метою дипломної роботи магістра є розробка та проектування технологічного обладнання цукрових заводів з метою підвищення їх енергоефективності.

Для досягнення поставленої мети необхідно вирішити наступні завдання:

- аналіз сучасного технологічного обладнання цукрових заводів та критерій його ефективності;
- розробка методів моделювання складних технологічних процесів виробництва цукру;
- методи розрахунку технологічних апаратів для інтенсифікації процесу виробництва цукру;
- розробка принципів керування складним технологічним процесом виробництва цукру з мінімізацією витрат електроенергії.

Об'єкт дослідження – процес виробництва цукру та його інтенсифікація з метою підвищення енергоефективності.

Предмет дослідження – технологічні апарати для інтенсифікації процесу виробництва цукру.

Методи дослідження: методи теорії експерименту, що дозволили одержати математичні моделі роботи технологічних апаратів; методи теорії систем керування технологічним процесом виробництва цукру, що дозволили синтезувати енергоефективні системи керування технологічними апаратами з виробництва цукру.

					ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ			
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.№</i>	<i>ПідписП</i>	<i>Дата</i>				
<i>Розроб.</i>		<i>Петрушина Ю.М</i>			Підвищення енергоефективності технологічних апаратів для інтенсифікації процесу виробництва цукру	<i>Лім.</i>	<i>Арк.</i>	<i>Архивів</i>
<i>Перевір.</i>		<i>Хорольський В.П.</i>					5	2
<i>Н.контр.</i>								
<i>Затверд.З</i>								
						ДонНУЕТ Кафедра ЗІДО		

Наукова новизна результатів дипломної роботи магістра полягає у вирішенні практичної задачі підвищення енергоефективності технологічних апаратів з виробництва цукру на основі застосування найсучасніших технологій керування складними, енергоємними технологічними процесами.

Практичне значення одержаних результатів полягає в створенні методів керування існуючими технологічними апаратами на основі розроблених критеріїв та систем автоматизованого керування виробництва цукру.

Синтезовані в дипломній роботі магістра структури, моделі та методи розрахунку енергоефективності технологічних апаратів можуть бути використані при розробці систем керування дискретними технологічними процесами.

Вирішено питання економічної ефективності цукрового виробництва на виробничих ділянках заводу.

За матеріалами дипломної роботи опублікована одна наукова стаття.

					<i>ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ</i>	<i>Арк.</i>
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>		6

РОЗДІЛ 1

ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ ПРОЕКТУВАННЯ ОБЛАДНАННЯ ТА ТЕХНОЛОГІЙ ВИРОБНИЦТВА ЦУКРУ

1.1 Основні напрями досліджень щодо розробки енергоефективного обладнання для виробництва цукру

Безперервно потоковий технологічний процес цукрового виробництва, який здійснюється за допомогою безперервно працюючого обладнання, задовольняє всім основним вимогам з точки зору автоматизації технологічних процесів цукрової промисловості. Велике значення при підготовці об'єкта або технологічної ділянки цукрового заводу до автоматизації має вибір основних технологічних параметрів об'єктивного управління процесом виробництва цукру. Історично склалося так, що цукрова промисловість має величезний досвід по впровадженню (з подальшою експлуатацією) засобів обчислювальної техніки, узагальнення якого дозволяє зробити певні висновки щодо проблем їх широкого використання для розвитку тенденцій вдосконалення технологічних процесів.

Специфічні умови розвитку цукрової промисловості на базі обчислювальної техніки визначаються, перш за все:

- тенденціями зростання одиничної потужності цукрових заводів зі зростанням ролі координації управління підприємствами цукрової промисловості;
- зміною технологічних показників якості сировини, палива, допоміжних матеріалів;
- сезонністю буряко-цукрового виробництва, що знижує ефективність АСУ та підвищує вимоги до зменшення початкових витрат на їх створення;
- недостатньою забезпеченістю сучасними засобами вимірювання, первинними перетворювачами (датчиками), особливо виконавчими механізмами і регулюючими органами на багатьох підприємствах цукрової галузі.

Аналіз функціонування цукрової промисловості, постановка, розробка нових завдань управління, поява нових засобів обчислювальної техніки дозволили перейти до створення розподілених систем управління, які якісно відрізняються від першого покоління (зосереджених). Розподілені системи управління цукрової промисловості реалізують більший діапазон функцій, мають кращі показники надійності, більш зручні при впровадженні, експлуатації, модернізації.

					ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ			
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>				
<i>Розроб.</i>		<i>Петрушина Ю.М.</i>			Підвищення енергоефективності технологічних апаратів для інтенсифікації процесу виробництва цукру	<i>Літ.</i>	<i>Арк.</i>	<i>Аркушів</i>
<i>Перевір.</i>		<i>Хорольський В.П.</i>					7	16
<i>Н.контр.</i>						ДонНУЕТ Кафедра ЗІДО		
<i>Затверд.</i>								

Крім того, такі системи реалізують задані функції за допомогою пов'язаних між собою, функціонально (територіально) розподілених підсистем.

Зростання продуктивності праці на цукрових заводах, розробка нової технології з метою поліпшення якості, підвищення ефективності виробництв цукрової промисловості, потребують оновлення, а також удосконалення систем управління з використанням сучасних засобів вимірювання і автоматизації.

Для стабільної та ефективної роботи підприємств цукрової галузі, необхідна якісна організація управління виробництвом. Яка на «корпоративному рівні» передбачає організацію ведення бухгалтерських операцій, управління фінансовими потоками підприємства цукрової промисловості, логістики, управління продажами і кадрами, сервісу, маркетингових досліджень ринку цукрової продукції, бюджетування, управлінської звітності діяльності кожного відділення цукрового заводу і всього підприємства в цілому, забезпечення безпеки корпоративних інтересів.

«Корпоративний рівень» управління має розгалужену структуру і виконує більш складні завдання, ніж цукрової промисловості на «верхньому рівні». Так як сучасний цукровий завод, як підприємство, має велику кількість різних територіально-виробничих структур, «верхній рівень» управління в плані вирішення більшості підзадач аналогічний «корпоративному рівню». Комплексне рішення підзадач верхнього рівня цукрового виробництва, виходячи з фінансової точки зору, дозволяє сформувати оптимальне співвідношення ціна / якість, цукрової продукції що випускається.

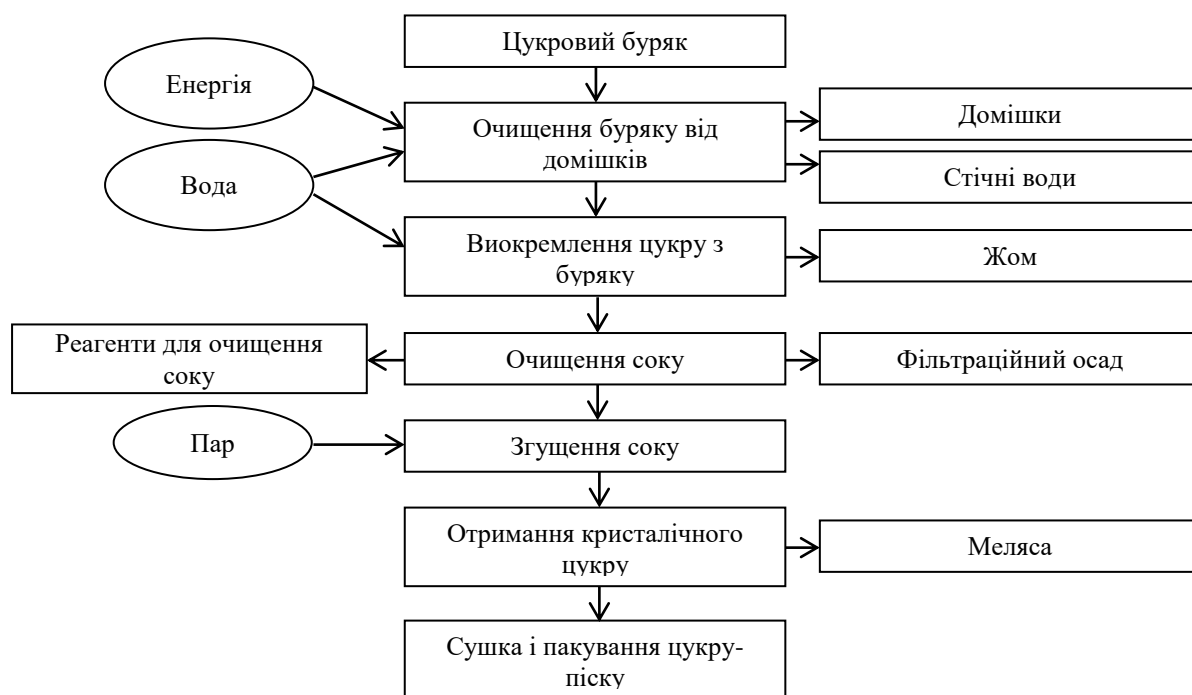


Рисунок 1.1 – Схема виробництва цукру з буряку

Отримання цукру з буряку - це багатоступінчастий процес, який проходить в декілька етапів (Рис. 1.1):

- очищення сировини від домішок. Цукрові буряки по транспортеру потрапляє в бурякомийку, де вони очищаються і відділяються від важких і легких домішок;
- нарізка буряка в стружку, використовується для цього спеціальний апарат з максимально відточеними лезами. Дрібна стружка, отримана при обробленні буряка, легше піддається подальшій обробці;
- виділення соку з стружки. Дифузійний апарат виділяє з стружки сік темного кольору, в якому міститься 13% цукру. Отримана рідка суміш повинна пройти кілька стадій очищення;
- очищення соку. Тут основний метод - осадження нецукрів за допомогою вапна і вуглекислого газу. У спеціальних установках фільтрується сік з осадовими речовинами, і на виході отримуємо сік світло-жовтого кольору з відсотковим вмістом цукру 13%. Далі він освітлюється при додаванні SO₂;
- згущення соку. Для виділення цукру в вигляді кристалів 13% його змісту недостатньо. Концентрацію підвищують шляхом згущення соку до сиропу на випарювальній установці (60-75% цукру);
- отримання кристалізованого цукру. У вакуум-установках сироп проходить обробку, і в результаті утворюється жовтий кристалізований цукор з рідиною в співвідношенні 1:1. Така суміш називається утфель.
- подальша обробка утфелю і отримання білого цукру. Утфель повторно потрапляє в центрифугу, після чого утворюється цукор більш високої якості.

На виході при виробництві цукру з цукрового буряка ми отримуємо власне цукор, а також продукти переробки: мелясу, жом і фільтраційний осад.

Меляса містить 50% цукру, проте для подальшої обробки в центрифугі не береться. Цей ресурс може бути використаний при виробництві спирту, лимонної кислоти, кормів для тварин. З фільтраційного осаду виготовляють добрива. Жом використовується як джерело для виробництва корму. Все це можна використовувати як додаткове джерело доходу.

1.2 Концепція енергоефективності управління технологічним процесом цукрового виробництва

Енергоефективність цукрових заводів повинна бути підпорядкована єдиній концепції і єдиній стратегії, яка, в свою чергу, дозволила б механізувати окремі одиниці обладнання і ділянки та об'єднати вже створені комплекси в єдину лінію виробництва. В іншому випадку підприємство, автоматизувавши ряд ділянок на базі різних технічних засобів, нерідко через несумісність апаратних і програмних засобів, закритості систем і т.п., не може

					ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		9

зв'язати їх в єдину систему. Витрати на об'єднання таких ділянок порівнянні з вартістю їх автоматизації.

У зв'язку з цим концепція повинна, перш за все, спиратися на стандартизоване і уніфіковане апаратне і програмне забезпечення, взаємозамінність вимірювальної та перетворювальної апаратури, інформаційні потоки мають зливатися в єдине інформаційне поле, а управління повинно формуватися з урахуванням не тільки технологічних параметрів, а й даних системи обліку і контролю матеріально-технічних ресурсів підприємства [1].

Основними стандартними етапами виробництва цукрової продукції є: приймання і зберігання буряків; транспортування, очищення, мийка; витяг соку; очищення соку; випарювання; кристалізація та отримання білого цукру; сушіння і повернення жовтого цукру [2-6]. Основні етапи виробництва цукру представлені на рис. 1.2

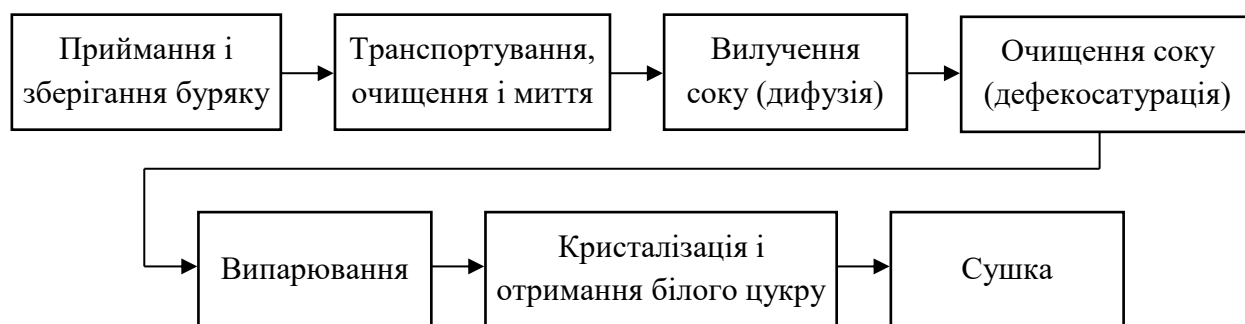


Рисунок 1.2 – Основні етапи виробництва цукру

Вирощений цукровий буряк відправляють на завод, де його зберігають до потреби, або відразу пускають в переробку.

Технологія переробки полягає в очищенні буряків від важких і легких домішок, мийці, зважуванні, подрібненні і вилученні з бурякової стружки сік шляхом вилуговування (дифузії) речовин клітинного соку за допомогою води, обробці соку вапном і осадження речовин, що утворюють з іонами кальцію нерозчинні солі (дефекація).

Після цього надлишок вапна беруть в облогу вуглекислим газом і додатково відокремлюють цукристі речовини адсорбцією на поверхні вуглекислого кальцію (1-я сатурація), отриманий осад відокремлюють фільтрацією, а сік повторно обробляють вапном і вуглекислим газом (2-я сатурація), сік знову фільтрують, обробляють сірчистим газом для знебарвлення (сульфітація) і фільтрують.

Очищений сік випарюють в багатокорпусній випарній станції, сульфітують і знову фільтрують.

Заключним етапом виробництва цукру є уварка очищеного сиропу, при якій розчинник (вода) видаляється, розчин стає перенасиченим і з нього виділяється кристалічна сахароза. Кристали сахарози відокремлюють центрифугуванням, промивають і висушують, тобто отримують товарний цукор. Залежно від виробничої необхідності отримання цукрової продукції

різної якості застосовують різні продуктові технологічні схеми в цукрових заводах.

У сучасній цукрової галузі використовуються 2-х і 3-х продуктові схеми отримання цукру. При використанні буряку більш високої якості недостатньо двох уварювань і кристалізації (2-х продуктова). Для більш повного виділення цукру застосовують, в основному, 3-х продуктову схему.

На сучасних цукрових заводах в якості типової прийнята технологічна схема з безперервним дифузійним процесом. Типова технологічна схема включає в себе безперервний дифузійний процес з поверненням жомопресової води, вапняно-вуглекислотне очищення дифузійного соку (що включає прогресивну преддефекацію, холодно - гарячу основну дефекацію, I сатурацію, фільтрування, дефекацію перед II сатурацією, II сатурацію і сульфитацію), згущення соку випарюванням і дві, а найчастіше три щаблі кристалізації з афінацією цукру III кристалізації.

Найбільш поширена стандартна технологічна 3-х продуктова схема переробки цукрової продукції представлена на рис. 1.3 [2].

					<i>ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ</i>	<i>Арк.</i>
						<i>11</i>
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>		

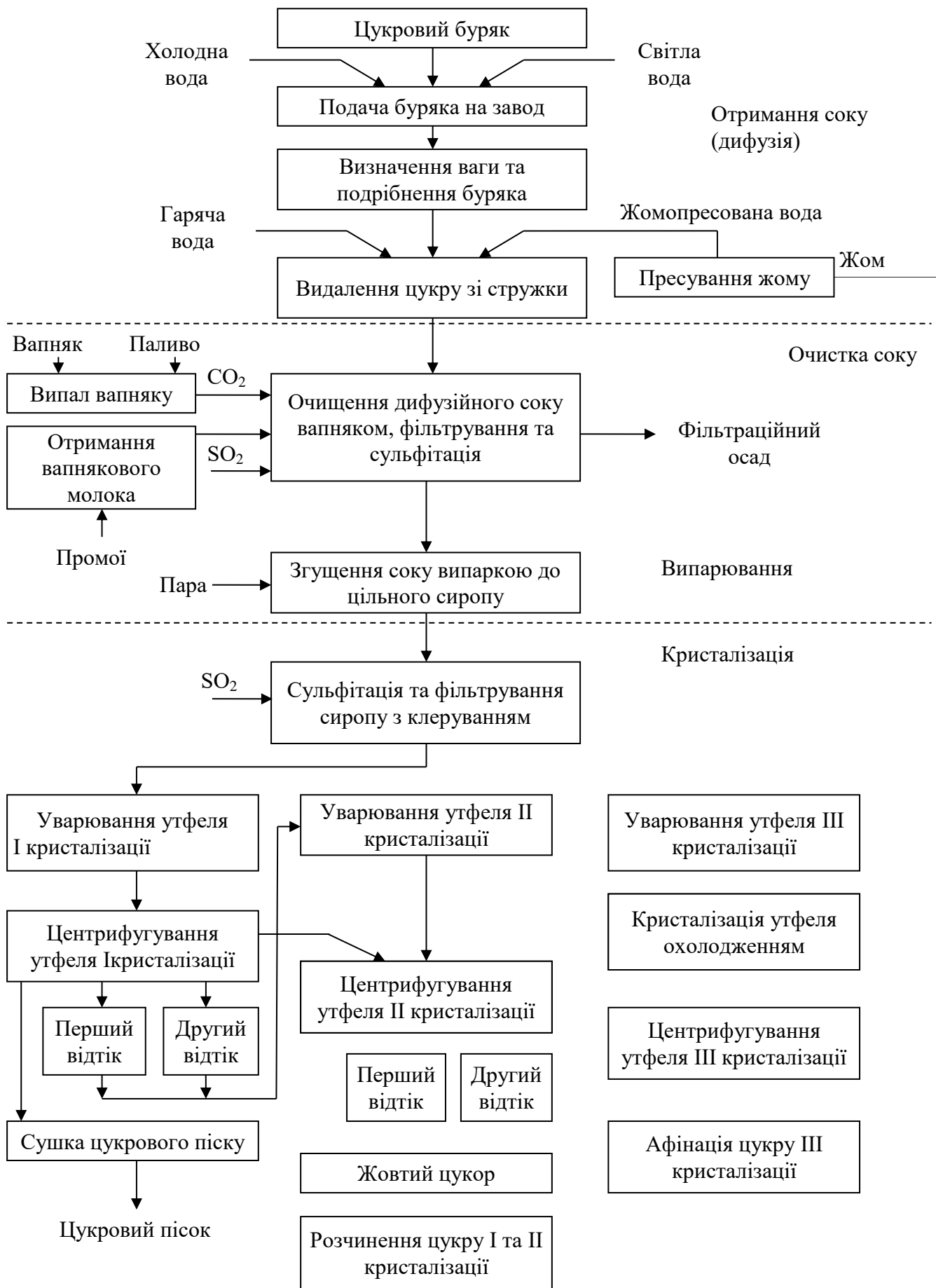


Рисунок 1.3 – Технологія переробки цукрового буряку

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

Етапи виробництва, а відповідно і технологія переробки цукрових буряків в цукор-пісок взаємопов'язані. При цьому спочатку цукровий буряк подають гідравлічним транспортером водним потоком на водовіддільник, де відділяється брудна вода, так звана транспортерно-мийна. Далі буряк надходить в бурякомийну машину і відмивається від легких (бадилля, солома) і важких домішок.

Відмиті коренеплоди буряку зважують на автоматичних вагах і ріжуть в стружку, яка надходить в дифузійний апарат, і знецукровують гарячою водою в протитоку. В результаті екстракції (дифузії) сахароза і частина нецукрового бурякового соку переходять в воду, утворюючи так званий дифузійний сік.

Знецукрену стружку, так званий жом, віджимають в пресі і видаляють з заводу, а жомотресовону воду після термообробки і освітлення повертають в дифузійний апарат (ДА).

Дифузійний сік піддають хімічному і фізико-хімічному очищенню оксидом кальцію і діоксидом вуглецю, які отримують на заводі при випалюванні вапняку (CaCO_3). Для того щоб знизити інтенсивність утворення фарбувальних речовин, очищений сік сульфітують газоподібним діоксидом сірки, а потім згущують до 60 ... 65% СР (сухі речовини) в випарній установці. Отриманий сироп ще раз сульфітують, фільтрують і направляють на кристалізацію цукру. Щоб отримати чистий кристалічний цукор (цукор - пісок), сироп уварюють до перенасичення в вакуум-апаратах (ВА) під розрідженням, а потім, додавши цукрової пудри, викликають зародження кристалів, нарощують їх і суміш кристалів з міжкристальним розчином, так званий утфель I кристалізації, поділяють в центрифугах на цукор-пісок і перший відтік. Промиваючи цукор - пісок в центрифугах гарячою водою, отримують другий відтік. Після вивантаження з центрифуг цукор пісок сушать, а перший і другий відтіки, що містять велику кількість цукру, подають на уварювання утфелю II кристалізації. Готовий утфель II кристалізації центрифугують з промиванням цукру гарячою водою. Перший і другий відтіки утфелю II кристалізації йдуть на уварювання утфелю III кристалізації, а жовтий цукор - на отримання клеровки.

Утфель III кристалізації спочатку уварюють в вакуум-апараті (ВА) при кип'ятінні під розрідженням, потім продовжують кристалізацію цукру в кристалізаційній установці при охолодженні.

Цукор III кристалізації містить більше домішок, ніж цукор I кристалізації, тому його змішують з розведеним першим відтіком утфеля I кристалізації, так званим афінуючим розчином, і центрифугують. При перемішуванні частина домішок переходить з поверхні кристалів в розчин (дифундує), в результаті чого цукор очищується.

Афінаційний утфель, що складається з суміші цукру III кристалізації і розведеного першого відтіку утфеля I кристалізації, центрифугують разом з утфелем II кристалізації. Отриманий цукор II і III кристалізації розчиняють в очищеному соку до змісту 65 ... 70% СР (отриманий розчин називається

					<i>ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ</i>	<i>Арк.</i>
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>		<i>13</i>

клеровкою) і змішують з сиропом з випарної установки (ВУ) перед сульфитацією.

Ефективність технологічного процесу, що оцінюється коефіцієнтом, та характеризується максимальним виходом продукції, при найменших виробничих витратах, залежить в першу чергу від максимальної завантаженості обладнання та узгодженості роботи основних відділень цукрового заводу.

1.3 Локальні технологічні процеси виробництва цукру як об'єкти енергоефективності

Обладнання, що застосовується (транспортери, шибери, підйомники, ваги і т.п.), на таких етапах виробництва як подача буряків в завод, уловлювання домішок, регулювання потоку, підйом буряків, подача транспортерно-мийної води, відмивання коренеплодів буряку, уловлювання уламків буряків, відділення домішок, а також отримання і зважування бурякової стружки, не вимагають складних засобів автоматизації і незначно впливають на ефективність цукрового виробництва.

Процес виробництва цукру та супутньої продукції характеризується складними хімічними процесами в буряковій стружці, дифузійному соку, сиропі, і здійснюються через обладнання цукрового заводу. Для здійснення цих хімічних процесів необхідно дотримуватися технології виробництва і суворо дотримуватися режиму роботи. Основними параметрами технологічних процесів є швидкість роботи вузлів і устаткування, температурний режим переробки продукції, рівень рН, тривалість технологічних операцій, температурні режими для нагрівального обладнання, а також дозована подача вапна (CaO) та сірчистого газу (SO₂) і т.п.

Найбільш важливими процесами з точки зору автоматизації, це ті де необхідно автоматично витримувати технологічні параметри, тобто процеси дифузії, очищення соку, випарювання соку і кристалізації [2-8].

Аналізуючи описану схему виробництва цукру, неважко побачити, що основним відділенням, яке задає і визначає кількість перероблених цукрових буряків, і істотно впливає на все виробництво, є дифузійне відділення. Ефективність роботи відділення залежить від характеристик обладнання та параметрів з'єднувальних трубопроводів між цим обладнанням [2, 6].

Виділення дифузійного соку з бурякової стружки - один з основних процесів цукрового виробництва, який значною мірою визначає якість і кількість виробленого цукру, і ефективність роботи заводу в цілому. Основним агрегатом в дифузійному відділенні, що забезпечує виділення дифузійного соку, є ДА (дифузійний апарат). Ефективність роботи ДА визначається його продуктивністю, кількістю цукру в соку і втратами цукру в жомі [6, 7]. Структурна технологічна схема роботи устаткування в дифузійному відділенні цукрового заводу представлена на рис. 1.4.

					<i>ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ</i>	Арк.
						14
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

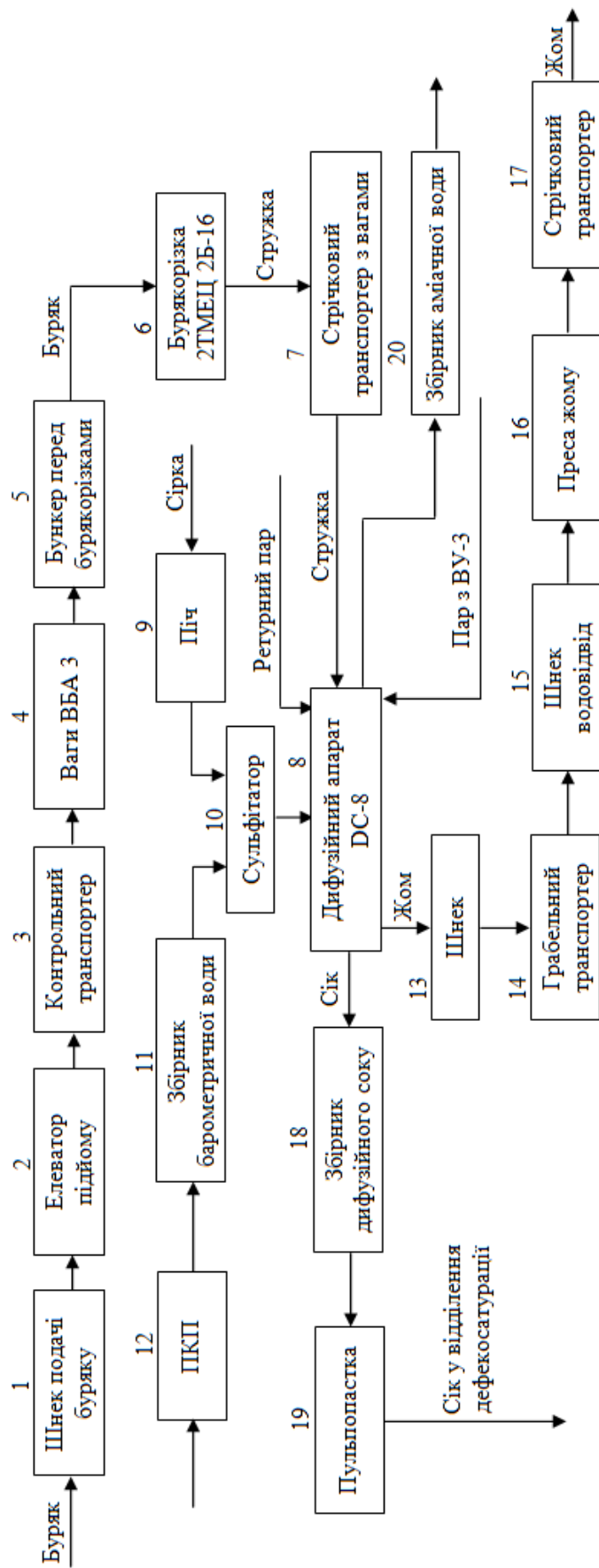


Рисунок 1.4 - Блок-схема роботи устаткування в дифузійному відділенні:

Шнек для подачі буряка на елеватор (2 шт.); 2. Елеватор підйому буряка (2 шт.); 3. Контрольний транспортер з магнітами для видалення металевих предметів; 4. Ваги ВБА 3 (2 шт.); 5. Бункер перед бурякорізками (V = 30м³) (2 шт.); 6. Бурякорізки 2ТМЕЦ 2Б-16 (2 шт.); 7. Стрічковий конвеєр бурякової стружки (L = 40 м.; V = 1000 мм.); 8. Дифузійний апарат DC-8 (1800-2200 т/ добу); 9. Піч для спалювання сірки; 10. Сульфідатор барометричної води типу А2 ПСК-3, з паспортною продуктивністю 3000 тонн переробки буряку на добу; 11. Збірник барометричної води; 12. Пароконтактний підігрівач (ПКП); 13. Шнек для виведення жому після дифузійного апарату (V = 900мм.); 14. Грабельний транспортер жому перед пресами; 15. Шнек водовідвід; 16. Преса жому GН-2 виробництва фірми Зангерхаген (ГДР) (3 шт.); 17. Стрічкові транспортери видалення жому (V = 650мм.) (3 шт.); 18. Збірник дифузійного соку; 19. Пульпопастка ПР-15/20, з паспортною потужністю 2000 тонн переробки буряка в добу; 20. Збірник аміачної води.

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата
-----	------	----------	--------	------

На екстрагування впливають: температурні режими по зонах апарату (по всій довжині), якість бурякової стружки, рН середовища в апараті, співвідношення втрат стружки і води, якість живильної води, час перебування стружки в апараті. Коефіцієнт дифузії сахарози в буряках (D), що характеризує характер дифузії, визначається залежністю, отриманою експериментально [4, 5]

$$D = (1,89 * 10^{-8} R_{\text{екв}}^2 t^{2,9}) / \tau^{0,54} \quad (1.1)$$

де D - коефіцієнт дифузії сахарози, $\text{м}^2/\text{с}$;

$R_{\text{екв}}$ - еквівалентний радіус стружки, м ;

t - температура активної дифузії, $^{\circ}\text{C}$;

τ - час процесу, с .

Ефективне екстрагування сахарози з буряку обумовлено високою якістю стружки. Якість бурякової стружки оцінюють по довжині 100 г. стружки в метрах або по відношенню маси стружки довжиною більш 5 см. до маси стружки менш 1 см. (шведський фактор), а також за змістом браку в ній. Зміст браку в стружці не повинен перевищувати 3%.

На дифузію речовини в основному впливають температура, площа поверхні дифузії, градієнт концентрації на граничному шарі, тривалість дифузії і довжина шляху, яку проходить сокостружна суміш в ДА.

На рис. 1.5 показано вплив температури на коефіцієнт дифузії в тканинах буряку, звідки видно, що зі збільшенням температури коефіцієнт дифузії збільшується. А так як збільшення температури до 80°C призводить до перегрівання стружки, то стружка втрачає пружність і виникає можливість злипання [4-7].

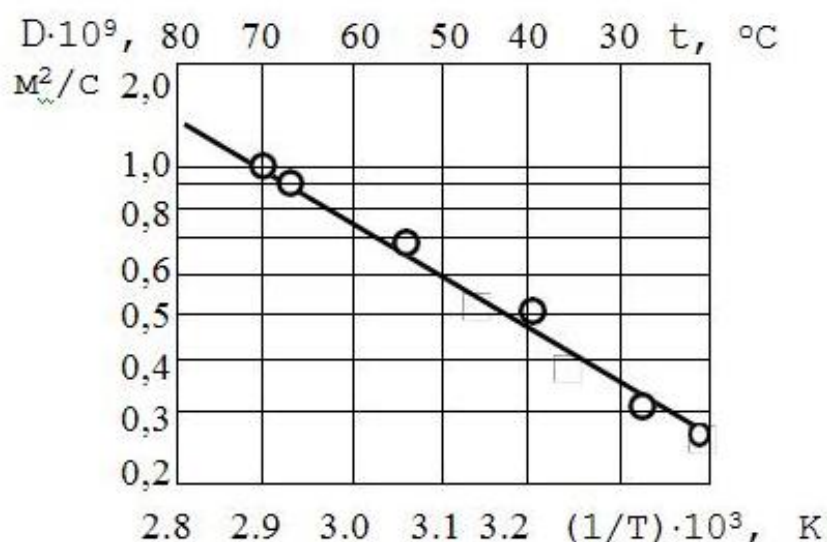


Рисунок 1.5 - Залежність коефіцієнта дифузії сахарози від температури в тканинах цукрових буряків

Звідси випливає, що для отримання якісного дифузійного соку необхідно швидко нагріти стружку до температури денатурації білків і підтримувати температуру активної екстракції в інтервалі 72 ... 75 °С. Приблизний температурний режим вилучення цукру з бурякової стружки в похилому шнековому ДА наведено на рис. 1.6 [7,8,18,33].



Рисунок 1.6 - Приблизний температурний режим в похилому ДА

Тому підтримка заданого температурного режиму по зонах похилого ДА є однією з основних задач при розробці автоматизованої системи управління дифузійним апаратом. Діючі на практиці системи автоматизації не забезпечують необхідної якості соку на виході з дифузійного апарату.

Ефективна робота дифузійного відділення обумовлюється регулюванням заданих параметрів і співвідношень речовин, що входять в процес дифузії. Це регулювання може відбуватися: вручну, напівавтоматично і автоматично. У сучасному виробництві використовується автоматичне регулювання з дублюванням ручного для можливості продовження роботи, якщо який-небудь автоматичний регулятор вийде з ладу.

На вітчизняних цукрових заводах процес вилучення сахарози з бурякової стружки здійснюють в безперервно діючих автоматизованих дифузійних установках великої одиничної потужності, переважно в колонних (вертикальних) апаратах (КДА) з виносним опарювачем і похилих двошнекових типу ДДС і ПДС. Дифузійний апарат DC-8 виробництва фірми ZUP Nysa (Польща) конструктивно аналогічний похилим двухшнековим типу ДДС і ПДС.

До недоліків похилих шнекових дифузійних апаратів можна віднести слабкий прогрів стружки в головній частині, де основне підведення теплоти (на 75 ... 80%) здійснюється за рахунок охолодження гарячого дифузійного

соку, що надходить протитечією, і тільки 25 ... 20% теплоти надходить з парових камер. Ще одним з найбільш істотних недоліків роботи похилих шнекових ДА - нерівномірний прогрів стружки в поперечному перерізі апарату.

Таким чином, навіть при дотриманні оптимального температурного режиму дійсна температура сокостружної суміші в деяких зонах апарату нижче оптимальної. У пристінних зонах стружка перегрівається, втрачає пружність і служить джерелом утворення пробок.

При підтримці в апараті оптимального температурного режиму активний час екстракції має становити 83 ... 85% загальної тривалості перебування стружки в апараті (≈ 65 хв.).

На процес екстракції впливають товщина, геометричні форми, фізичний стан, рівномірність маси бурякової стружки і кількість браку.

Денатурація білка залежить від температури. Перегріта стружка втрачає пружність і набуває здатності до злипання.

Важливо якомога швидше нагріти стружку в ошпарювачі або в ДА до активної температури денатурації білків ($70 \dots 75 \text{ }^\circ\text{C}$).

Отже, для отримання дифузійного соку з хорошими технологічними якостями необхідно швидко нагріти стружку до температури денатурації білків і підтримувати температуру активної екстракції в інтервалі $72 \dots 75 \text{ }^\circ\text{C}$.

Для вилучення цукру зі стружки застосовують підкислену чисту гарячу воду. На дифузійний процес негативно впливає висока жорсткість води, котра характеризується вмістом в ній розчинених солей кальцію і магнію.

При збільшенні тривалості процесу екстракції вихід сахарози з бурякової стружки зростає. Але при тривалій дії температури клітинні стінки розм'якшуються, і пектинові речовини переходять в сік.

Як кількість відібраного дифузійного соку, необхідна для досягнення певної міри вилучення цукру з бурякової стружки, так і достатня для цього кількість свіжої води істотно залежать від якості перероблюваних буряків, площі поверхні стружки, температури, тривалості активної дифузії і в меншій мірі - від цукристості буряку.

Оптимальним відбором дифузійного соку з мінімально можливим вмістом сахарози в жомі вважають 120 ... 125%.

При дотриманні оптимального технологічного режиму екстракції, в першу чергу оптимальної температури, невраховані втрати сахарози в ДА не перевищують 0,15% до маси буряку. Підвищення неврахованих втрат негативно позначається на ефективності роботи не тільки ДА, але і всього заводу.

Підтримка в активній частині дифузора температури сокостружної суміші вище $70 \text{ }^\circ\text{C}$ не забезпечує повної стерильності процесу, так як в головній і хвостовій частинах апарату температура сокостружної суміші тримається нижче $65 \text{ }^\circ\text{C}$.

					<i>ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ</i>	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		18

При роботі ДА необхідно підтримувати оптимальні значення якісних показників, зокрема концентрацію сухих речовин в дифузійному соку і кількість цукру в жомі. Безпосереднє управління цими параметрами неможливо, тому виникає необхідність їх регулювання шляхом зміни непрямих параметрів. До них відносяться показники матеріального балансу, теплового режиму і навантаження апаратів.

На підставі проведених досліджень і розрахунків параметрів роботи обладнання дифузійного відділення можна зробити висновок, що проблеми в роботі дифузійного відділення мають технічний характер, і полягають у тому, що параметри і розміри використовуваного обладнання не відповідають необхідним і не можуть забезпечити необхідну працездатність і продуктивність обладнання. Крім того дані про постійно мінливих параметрах сировини своєчасно не надходять в систему управління процесом, в зв'язку з чим параметри води, пара, сировини, їх температури, обсяги і т.д., що забезпечують процес дифузії в установці, відповідно не забезпечують оптимальний процес дифузії і вихід продукції [9, 10, 2, 11].

З буряка в дифузійний сік переходить близько 98% сахарози і 70 ... 80% розчинних нецукрів. Крім того, в ньому міститься 1 ... 3г / л мезги.

Очищення дифузійного соку в основному проводять за допомогою вапна (процес дефекації), а осадження її надлишку діоксидом вуглецю (процес сатурації). При простоті технологічних операцій і відносної низької вартості реагентів цей спосіб забезпечує високу ефективність очищення (до 40%), а сахароза при цьому практично не руйнується. Попередня обробка дифузійного соку невеликою кількістю вапна покращує його якісні показники.

На цукрових заводах проводять холодну, теплу і гарячу переддефекацію. Найбільш повне осадження нецукрів і отримання щільного преддефекаційного осаду, стійкого до пептизації здійснюється на наступних стадіях вапняної очищення дифузійного соку. Процеси прогресивної преддефекації з поверненням згущення суспензії соку II або I сатурації, досягаються при температурах, близьких до 60 °С, так як при цьому забезпечується протікання реакцій коагуляції і осадження нецукрів за більш короткий проміжок часу (7 ... 10 хвилин).

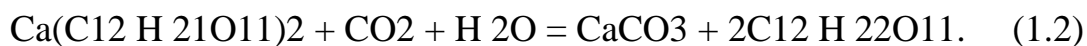
Оптимальну преддефекацію дифузійного соку проводять при 85 ... 88 °С нормально отсатурованим не фільтрованим соком першої сатурації (30 ... 100% до маси буряка), або частиною його згущення суспензії і дефекованим соком (20 ... 30% до маси буряка).

При проведенні прогресивної преддефекації немає необхідності, як під час оптимальної преддефекації, строго контролювати рН соку на виході, тому в преддефекатор додають на 20 ... 30% більше вапна, ніж потрібно для досягнення оптимального значення рН.

Основну дефекацію проводять відразу після преддефекації без проміжного фільтрування. Далі дефекований сік самопливом надходить на

					ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		19

першу сатурацію. Сатурація - додаткове очищення соку шляхом адсорбції на свіжоутвореними частинках CaCO₃ і розкладання цукрів кальцію [79-80].



Таким чином, відбувається додаткове очищення і освітлення соку, нейтралізація вапна



В результаті впливу вуглекислоти на вільну вапнолужність соку на першій сатурації знижується до 0,08-0,10% CaO. При цьому відбувається поступова нейтралізація вапна, сік трохи остигає, його підігрівають до температури 100 °С, фільтрують і направляють на другу сатурацію.

Фільтрування сатурованого соку (I сатурація) це умовний поділ суспензії за допомогою пористої фільтрувальної перегородки на рідину (фільтрат) і вологий осад, званий фільтраційним. Зі збільшенням тривалості фільтрування на перегородці зростає шар осаду, і процес фільтрування сповільнюється. На першій сатурації відбувається адсорбція вапняних солей, фарбувальних речовин і колоїдів, що залишилися в розчині після попередньої дефекації.

При сатурації соку, отриманого в процесі основної дефекації, розрізняють 2 етапи. На першому етапі (лужність соку вище 0,1% CaO) при обробці дефекованого соку CO₂, рН розчину падає, а осад набуває зернистої консистенції, що сприяє гарній фільтрації соку. Одночасно карбонат кальцію адсорбує на своїй поверхні солі кальцію і фарбувальні речовини, що сприяє зниженню кольоровості соку (рис. 1.7).

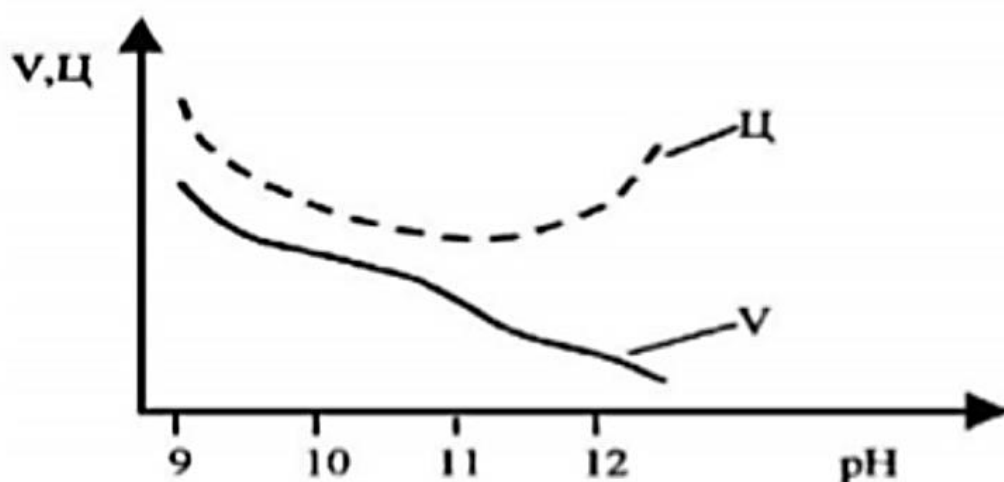
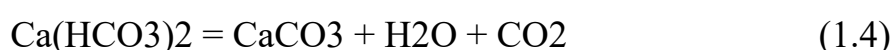


Рисунок 1.7 - Залежність швидкості фільтрації V і кольоровості Ц соку 1-ї сатурації від рН

При подальшому зниженні рН настає другий етап (лужність соку нижче 0,09% СаО), коли підвищується фільтруюча здатність осаду (швидкість фільтрації зростає), але якість відфільтрованого соку падає. Зазвичай оптимальна точка першої сатурації коливається в залежності від умов конкретного заводу, зокрема від продуктивності станцій фільтрації.

Значний вплив, як і у всіх операціях дефекосатурації, на процес першої сатурації мають температура і його тривалість. В даний час тривалість першої сатурації становить 10 хв., що дозволяє підтримувати рівномірну лужність соку. Мета другої сатурації - зменшити вміст вапна і солей кальцію в соку до min (0,015 - 0,025% СаО, рН 9 - 9,5). Сік перед подачею в котел другої сатурації нагрівають до 100-102 ° С, щоб розкласти бікарбонат кальцію, який має велику розчинність:



Експериментально встановлено, що максимальна адсорбційна здатність золю СаСО₃ досягається при 40 ... 60% карбонатації вапна.

Завданням другої сатурації є зниження лужності соку і вмісту в солях кальцію. В процесі сатурації соку вміст солей кальцію в розчині підтримується мінімальним, чому відповідає певний рН. Це значення рН носить назву оптимальної лужності і залежить від складу нецукрів у соку.

Контроль в процесі другої сатурації передбачає визначення лужності або рН соку, вимірювання температури, спостереження за рівнем соку, знаходження оптимальної лужності і відповідного їй рН по мінімальній кількості солей кальцію. Сульфитація не є частиною процесу дефекосатурації, але використовується для подальшого очищення дифузійного соку. Структурна технологічна схема роботи устаткування в сокоочисному відділенні цукрового заводу представлена на рис. 1.8.

					<i>ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ</i>	Арк.
						21
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

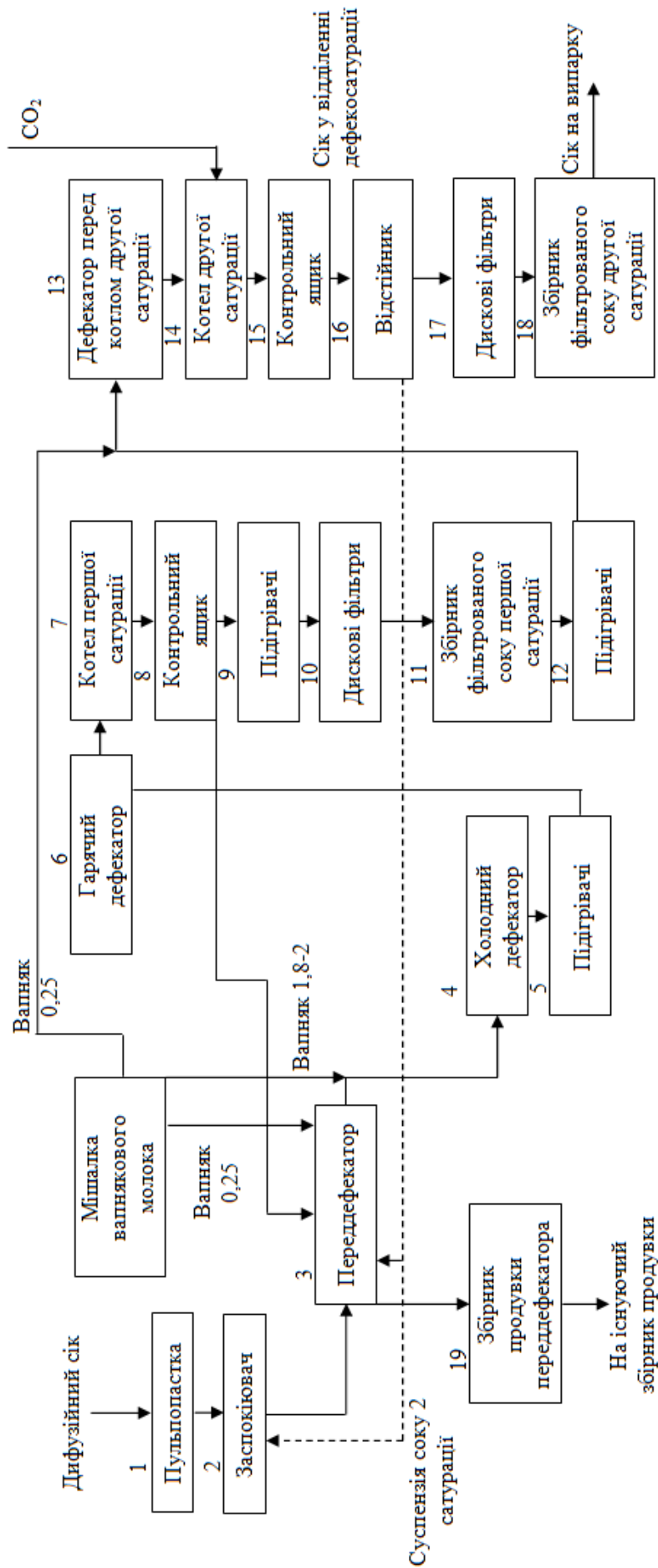


Рисунок 1.8 - Блок-схема роботи устаткування в сокоочисному відділенні:

1. Пульпопастка;
2. Заспокіювач;
3. Переддефекатор "Брігель Мюллер" Ш1-ППД-2-1;
4. Холодний дефекатор;
5. Підігрівники соку перед гарячим дефекатором;
6. Гарячий дефекатор;
7. Сатураційного апарат 1-й сатурації;
8. Контрольний ящик;
9. Підігрівники соку 1-ї сатурації ФД-80 (8 шт.);
10. Дисккові фільтри ФД-80 (8 шт.);
11. Збірник фільтрованої соку 1-ї сатурації;
12. Підігрівачі перед дефекацією;
13. Дефекатор 2-ї сатурації;
14. Сатураційний апарат 2-ї сатурації;
15. Контрольний ящик;
16. Відстійник після 2-ї сатурації;
17. Дисккові фільтри ФД-80 (3 шт.);
18. Сбірник фільтрованої соку перед випарної станцією;
19. Збірник продукви переддефекатора.

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата
-----	------	----------	--------	------

РОЗДІЛ 2

АНАЛІЗ РОБОТИ ОБЛАДНАННЯ ЦУКРОВОГО ЗАВОДУ

2.1 Аналіз основних технологічних процесів при кристалізації

Кристалізація - завершальний етап виробництва цукру. Мета кристалізації - виділити цукор, розчинений в сиропі у вигляді кристалів. Структурна технологічна схема роботи устаткування в центрі кристалізаційного відділення цукрового заводу представлена на рис. 2.1.

В процесі вапняно-углекислотного очищення з дифузійного соку видаляють близько 1/3 нецукрів, інші нецукри разом з сахарозою надходять в продуктове відділення, де сироп згущують до перенасичення і з нього викристалізовується сахароза, а нецукри залишається в міжкристальному розчині. Виділення цукру з розчину кристалізацією проводять в 2 або 3 етапи.

Спочатку, коли зміст кристалів в утфелі досягне приблизно половини (по масі), а утфель стане в'язким і малорухливим, кристали відділяють в поле відцентрових сил, а міжкристальний утфель знову згущують на другому етапі до перенасичення і викристалізовують решту сахарози. Якщо переробляють буряк підвищеної цукристості, в технологічну схему включають третій етап кристалізації для більш повного виснаження відтоків утфелю другого ступеня кристалізації.

На останньому (другому або третьому) етапі кристалізації сахарозу викристалізовують, підтримуючи необхідне їй перенасичення, спочатку випаровуванням води в вакуум апараті, а потім охолодженням утфелю в утфелемішалках - кристалізаторах.

Після відділення кристалів сахарози від міжкристального розчину вже неможливо, на існуючому обладнанні, отримати кристалітичну сахарозу, тому відтік, отриманий після центрифугування останнього утфелю і меляси, видаляють як відходи виробництва.

Кристалізацію проводять при низьких температурах кипіння цукрових розчинів (не більше 80 °С). Щоб підвищити чистоту, цукор афінують, змішуючи його в афінаторі з розведеним до 74 ... 76% СР першим відтоком утфелю першої кристалізації до СР 89 ... 90%.

Мета афінації - підвищити чистоту цукру останньої кристалізації, який після розчинення повертається на уварювання утфелю першої кристалізації.

					ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ			
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>				
<i>Розроб.</i>		<i>Петрушина Ю.М.</i>			Підвищення енергоефективності технологічних апаратів для інтенсифікації процесу виробництва цукру	<i>Літ.</i>	<i>Арк.</i>	<i>Аркушів</i>
<i>Перевір.</i>		<i>Хорольський В.П.</i>					23	21
<i>Н.контр.</i>						ДонНУЕТ Кафедра ЗІДО		
<i>Затверд.</i>								

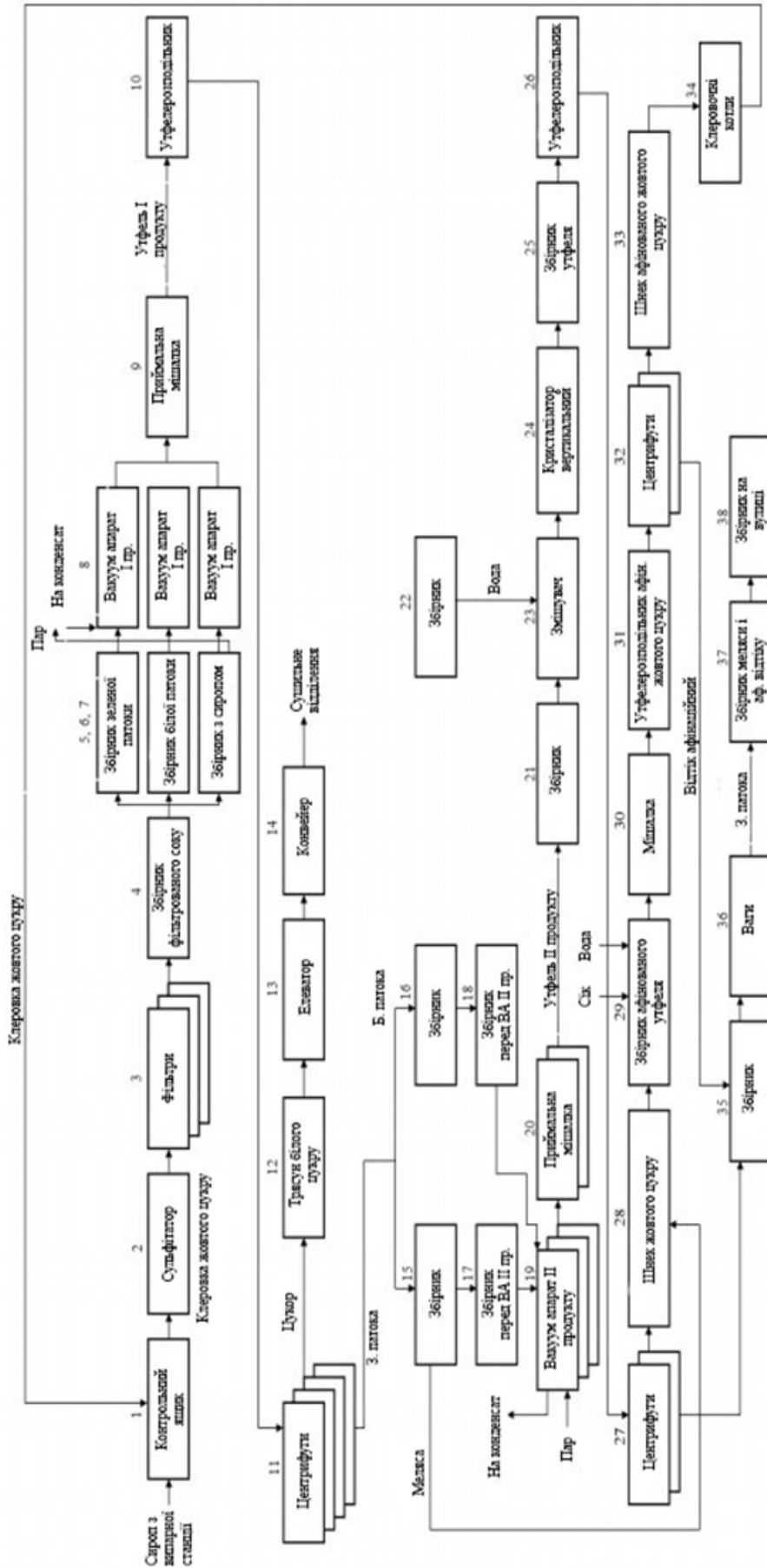


Рисунок 2.1 - Блок-схема роботи устаткування в центрі кристалізаційного відділення.

1. Контрольний апарат; 2. Сульфатор сиропу; 3. Фільтри (3 шт.); 4. Збірник фільтрованої патоки; 5. Збірник зеленої патоки; 6. Збірник білої патоки; 7. Збірник сиропу; 8. Вакуум апарат I продукту (3 шт.); 9. Приймальна мішалка; 10. Утфелерозподільник; 11. Центрифуги (4 шт.); 12. Трясунів білого цукру; 13. Елеватор цукру; 14. Стрічковий конвеєр; 15. Збірник; 16. Збірник; 17. Збірник перед ВА II пр.; 18. Збірник перед ВА II пр.; 19. Вакуум апарат II продукту (3 шт.); 20. Приймальна мішалка; 21. Збірник барометричної води; 22. Збірник; 23. Змішувач; 24. Кристалізатор вертикальний; 25. Збірник утфеля; 26. Утфелерозподільник афінованого жовтого цукру; 27. Центрифуги (2 шт.); 28. Шнек жовтого цукру; 29. Збірник афінованого утфеля; 30. Мішалка; 31. Утфелерозподільник афінованого жовтого цукру; 32. Центрифуги (2 шт.); 33. Шнек афінованого жовтого цукру; 34. Клеровочні коглі; 35. Збірник; 36. Ваги меляси; 37. Збірник меляси і афінаційного відтіку; 38. Збірник зовнішній

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата
-----	------	----------	--------	------

У результаті значної різниці концентрації нецукрів в плівці на кристалах (наприклад, Ч ~ 60%) і в афінуючому розчині (Ч ~ 82%) частина нецукрів з плівки переходить (дифундує) в афінуючий розчин. При цьому чистота її підвищується, а вміст сухих речовин і в'язкість знижуються.

При центрифугуванні афінаційного утфелю з менш в'язким міжкристальним розчином плівка останнього на поверхні відокремлюваних кристалів цукру стає тоншою, а чистота цукру - вище. За чистотою афінаційний утфель наближається до утфелю II кристалізації, але за середнім розміром кристалів значно відрізняється.

Афінація цукру III кристалізації в афінаторі має суттєві недоліки: для її проведення потребується додаткове обладнання (центрифуги, афінатор, насоси, трубопроводи). Тому типову схему афінації замінюють промиванням цукру останньої кристалізації в центрифугах першим відтіком утфелю першої кристалізації або мелясою.

2.2 Розрахунок технічних та технологічних параметрів обладнання цукрового заводу.

Розрахунок потужності встановленого обладнання в дифузійному відділенні проводиться з метою визначення його паспортної продуктивності дифузійного апарату DC-8 на основі нормативно-технологічних параметрів [4]:

1. Технічна норма продуктивності бункера перед бурякорізками (30 м³), яка визначається формулою:

$$A = 1,44 * (V * \varphi * \frac{\rho}{\tau}) \quad (2.1)$$

де A – технічна норма продуктивності, тонн б./добу;

V – об'єм бункера, м³;

φ – коефіцієнт заповнення;

ρ – об'ємна маса буряків, кг/м³;

τ – час перебування буряків у бункері (відповідно до норми) хвилин.

Технічна норма продуктивності за нормативного часу перебування буряків 15 хвилин складе:

$$A = 1,44 * \left(30 * 0,9 * \frac{600}{14} \right) = 1555 \text{ т.б./добу}$$

Час перебування буряку в бункері при продуктивності $A = 1800$ т.б./добу дорівнює:

$$\tau = 1,44 * \left(30 * 0,9 * \frac{600}{1800} \right) = 13 \text{ хв.}$$

А при $A = 2200$ т.б./добу

$$\tau = 1,44 * \left(30 * 0,9 * \frac{600}{2200} \right) = 10 \text{ хв.}$$

					<i>ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ</i>	Арк.
						25
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

2. Продуктивність бурякорізок визначається співвідношенням:

$$A = 0,001296 * n * v * \rho * K_k * \frac{K_e}{S * l} \quad (2.2)$$

де A – продуктивність бурякорізок, т/добу;

n – кількість ножів у бурякорізці, шт.;

v – швидкість різання, м/с;

ρ – об'ємна маса буряків, кг/м³;

K_k ; K_e – відповідно конструктивний та експлуатаційний коефіцієнти;

S – крок ножа, м;

l – довжина стружки, м. у 100 г.

Продуктивність 16-рамної бурякорізки при використанні безреберних ножів з кроком 8,25 мм. при отриманні бурякової стружки довжиною 7-10 мм. в 100 г., швидкості різання - 6 м/с, при наявній резервної бурякорізки складе

- при довжині бурякової стружки 7 мм. у 100 г.

$$A = 0,001296 * 32 * 6 * 600 * 0,9 * \frac{0,9}{(0,00825 * 7)} = 2094 \text{ т.б./добу};$$

- при довжині бурякової стружки 8 мм. у 100 г.

$$A = 0,001296 * 32 * 6 * 600 * 0,9 * \frac{0,9}{(0,00825 * 8)} = 1832 \text{ т.б./добу};$$

- при довжині бурякової стружки 9 мм. у 100 г.

$$A = 0,001296 * 32 * 6 * 600 * 0,9 * \frac{0,9}{(0,00825 * 9)} = 1628 \text{ т.б./добу};$$

- при довжині бурякової стружки 10 мм. у 100 г.

$$A = 0,001296 * 32 * 6 * 600 * 0,9 * \frac{0,9}{(0,00825 * 10)} = 1465 \text{ т.б./добу};$$

3. Продуктивність стрічкового конвеєра бурякової стружки розраховується як:

$$A = 86,4 * M * v * K_e \quad (2.3)$$

де A - продуктивність стрічкового конвеєра, т.б./добу;

M – погонне навантаження, кг/м;

v – швидкість стрічки, м/с;

K_e – експлуатаційний коефіцієнт.

Погонне навантаження визначається наступним виразом:

$$M = K_1 * K_2 * B^2 * \frac{\gamma}{3600} \quad (2.4)$$

де K_1 , K_2 – коефіцієнти, що враховують форму та кут нахилу стрічки відповідно;

B – ширина стрічки, м;

γ – насипна щільність бурякової стружки, кг/м³.

Підставивши значення (2.4) в (2.3), отримаємо

					<i>ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ</i>	Арк.
						26
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

$$A = 86,4 * \left[150 * 0,9 * (1,0)^2 * \frac{500}{3600} \right] * 2,0 * 1,0 = 3240 \text{ т.б./добу}$$

4. Продуктивність шнека для видалення жому після дифузійного апарату DC-8 ($D = 900$ мм, $L = 4500$ мм) визначається наступним чином:

$$A = 3,6 * F_m * l_1 * \varphi * \gamma * K * t * n \quad (2.5)$$

де A - продуктивність шнека, т. жому/годину;

$F_m = \frac{\pi D^2}{4}$ - площа перерізу шнека, м²;

l_1 - довжина - 1 м;

φ - коефіцієнт заповнення;

γ - об'ємна маса жому, кг/м³;

K - коефіцієнт, що враховує кут шнека;

t - крок шнека, м;

n - частота оборотів шнека, с⁻¹.

Продуктивність при частоті обертів шнека - 0,33 с⁻¹ складе:

$$A = 3,6 * \left(\frac{3,14 * 0,9^2}{4} \right) * 1,0 * 0,5 * 600 * 0,6 * 0,6 * 0,33 = 81,6 \text{ т.жому/год.}$$

що відповідає продуктивності буряків, при виході жому до 80% до маси буряків, ~ 2448 т.б./добу.

5. Продуктивність грабельного транспортера жому GH-2 визначається за формулою:

$$A = 86,4 * M * v * \left(\frac{100}{a} \right) * K_e \text{ т.б./добу} \quad (2.6)$$

де M - маса жому на 1 м. довжини, кг/м;

v - швидкість руху ланцюга, м/с;

a - кількість жому, % до маси буряків;

K_e - експлуатаційний коефіцієнт.

Маса жому на одному метрі довжини обчислюється так

$$M = B * h_{ж} * l_1 * \gamma * K \quad (2.7)$$

де B - ширина жолоба, м;

$h_{ж}$ - висота жолоба, м;

l_1 - довжина 1 м;

γ - об'ємна маса жому, кг/м³;

K - коефіцієнт, що враховує кут нахилу конвеєра.

Продуктивність грабельного транспортера при швидкості ланцюга 0,8 м/с (рекомендовано не більше 0,8 м/с) складе

					ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ	Арк.
						27
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

$$A = 86,4 * (0,42 * 0,24 * 1,0 * 600 * 0,5) * 0,8 * \left(\frac{100}{80}\right) * 1,0 = 2612 \text{ т.б./добу}$$

6. Продуктивність стрічкового конвеєра жому обчислюється аналогічно формулам (2.3) та (2.4)

$$A = 86,4 * \left[310 * 0,8 * 0,65^2 * \frac{500}{3600}\right] * 1,6 * 1,0 = 2012 \text{ т.жому/добу}$$

7. Збірник дифузійного соку ($D = 2500$ мм, $H = 4500$ мм). Обсяг збірника визначається як

$$V = \left(\frac{\pi * D^2}{4}\right) * H \quad (2.8)$$

І складає

$$V = \left(\frac{3.14 * 2.5^2}{4}\right) * 4.5 = 22.1 \text{ м}^2$$

Час перебування дифузійного соку у збірнику обчислюється за формулою

$$\tau = 1440 * \left(V_{\Pi} * \frac{\rho}{A}\right) * \left(\frac{100}{a}\right) \quad (2.9)$$

де A – продуктивність, т.б./добу;

ρ – щільність дифузійного соку;

V – корисний обсяг збірника, м³;

a - відкачування дифузійного соку, % до маси буряків.

Час перебування дифузійного соку у збірнику при $A = 1800$ т.б./добу становитиме

$$\tau = 1440 \left(22,1 * 0,9 * \frac{1,064}{1800}\right) * \left(\frac{100}{125}\right) = 14 \text{ хв.}$$

А при $A = 2200$ т.б./добу:

$$\tau = 1440 \left(22,1 * 0,9 * \frac{1,064}{2200}\right) * \left(\frac{100}{125}\right) = 11 \text{ хв.}$$

Нормативний час – 10 хвилин.

8. Збірник барометричної води перед сульфитацією. Обсяг збірника обчислюється так:

$$V = L * B * H \quad (2.10)$$

де L, B, H - довжина, ширина та висота збірника, м.

Нормативний час перебування барометричної води у збірнику – 10 хвилин. Фактичний час перебування при $A = 1800$ т.б./добу становитиме

					<i>ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ</i>	Арк.
						28
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

$$\tau_{\text{факт}} = 1440 * \left(11,2 * \frac{0,99}{1800}\right) * \left(\frac{100}{100}\right) = 9 \text{ хв.}$$

А при $A = 2200$ т.б./добу

$$\tau_{\text{факт}} = 1440 * \left(11,2 * \frac{0,99}{2200}\right) * \left(\frac{100}{100}\right) = 7 \text{ хв.}$$

2.3 Визначення основних енергетично-теплових режимів роботи випарних установок з метою підвищення їх продуктивності

Для отримання максимально якісної продукції з випарної установки необхідно знати режими роботи ВУ. Режими роботи випарної установки залежать від технічних параметрів випарної установки та технологічних значень продукції, що переробляється. Визначення оптимального теплового робочого режиму роботи п'ятикорпусної випарної установки полягає в наступному:

1. Процес випарювання води із соку здійснюється на підставі рівняння матеріального балансу [2-4]

$$G_{\text{н}} = G_{\text{к}} + W \quad (2.11)$$

де $G_{\text{н}}$ - продуктивність по вихідному розчину, кг/годину;

$G_{\text{к}}$ - продуктивність по кінцевому розчину, кг/годину;

W - загальна кількість випареної води, кг/годину.

Рівняння матеріального балансу передбачає рівність

$$G_{\text{н}} * x_{\text{н}} = G_{\text{к}} * x_{\text{к}} \quad (2.12)$$

де $x_{\text{н}}$ і $x_{\text{к}}$ - початкова і кінцева концентрації розчину, що випаровується, ваг. част, %.

Скориставшись формулами (2.11) та (2.12), визначаємо загальну кількість випареної води:

$$W = G_{\text{н}} * \left(1 - \frac{x_{\text{н}}}{x_{\text{к}}}\right) = 100509 * \left(1 - \frac{12.31}{62.11}\right) = 80610 \text{ кг/год.}$$

У першому наближенні кількість випареної води по корпусах приймаємо з урахуванням технологічних вимог забезпечення необхідної концентрації соку, тобто:

$$W_1 = 30000 \text{ кг/год.};$$

$$W_2 = 29400 \text{ кг/год.};$$

$$W_3 = 13810 \text{ кг/год.};$$

$$W_4 = 5900 \text{ кг/год.};$$

$$W_5 = 1500 \text{ кг/год.};$$

					<i>ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ</i>	Арк.
						29
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Кінцева концентрація розчину по корпусах визначається так:

$$x_{k1-5} = \frac{G_H * x_H}{G_H - W_1}$$

Таблиця 2.1 – Технічні дані ВП та результати розрахунків

Найменування	Позначення	Розмірність	Кіл-сть
1	2	3	4
Продуктивність за вихідним розчином	G_H	кг/год	100509
Початкова концентрація розчину	x_H	ваг. част, %	12,31
Кінцева концентрація розчину	x_K	ваг. част, %	62,18
Тиск гріючої пари	P	Па	290000
Тиск у барометричному конденсаторі	P_K	Па	19620
Довжина трубок, що гріють	l_{mp}	м	
У першому корпусі	l_{mp1}	м	4,36
У другому корпусі	l_{mp2}	м	4,36
У третьому корпусі	l_{mp3}	м	3,16
У четвертому корпусі	l_{mp4}	м	2,18
В концентраторі	l_{mp5}	м	2,00
Зовнішній діаметр трубок, що гріють	d_{mp}	м	0.033
Кількість випареної води загальна	W	кг/год	80610
Кінцева концентрація розчину у першому корпусі	x_{K1}	ваг. част, %	17,55
Кінцева концентрація розчину у другому корпусі	x_{K2}	ваг. част, %	30,09
Кінцева концентрація розчину у третьому корпусі	x_{K3}	ваг. част, %	45,32
Кінцева концентрація розчину четвертому корпусі	x_{K4}	ваг. част, %	57,82
Кінцева концентрація розчину в концентраторі	x_{K5}	ваг. част, %	62,18

За кінцевими концентраціями розчину $x_{K1}, x_{K2}, x_{K3}, x_{K4}, x_{K5}$ визначаємо "нормальну" (при атмосферному тиску) температурну депресію $\Delta_0^I \Delta_0^{II} \Delta_0^{III} \Delta_0^{IV} \Delta_0^V$ [2] і розраховуємо сумарну температурну депресію за формулою

$$\begin{aligned} \sum \Delta_0 &= \Delta_0^I + \Delta_0^{II} + \Delta_0^{III} + \Delta_0^{IV} + \Delta_0^V \\ \sum \Delta_0 &= 0,5 + 0,8 + 1,6 + 2,7 + 3,4 = 9,0 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned} \quad (2.13)$$

Втрати температури пари між корпусами за рахунок гідравлічних опорів становлять $\Delta_n^I = \Delta_n^{II} = \Delta_n^{III} = \Delta_n^{IV} = \Delta_n^V = 1 \text{ } ^\circ\text{C}$ і сумарні втрати дорівнюватимуть $\sum \Delta_n = \Delta_n^I + \Delta_n^{II} + \Delta_n^{III} + \Delta_n^{IV} + \Delta_n^V = 5 \text{ } ^\circ\text{C}$.

					ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ	Арк.
						30
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Сумарна корисна різниця температур установки без урахування суми втрат температур визначається за рахунок гідростатичного ефекту за формулою

$$\sum \Delta t = T_1 - t_{\text{конд}} - \sum \Delta_0 - \sum \Delta_n \quad (2.14)$$

$$\sum \Delta t = 131,9 - 74,6 - 9 - 5 = 35,99 \text{ } ^\circ\text{C}$$

де T_1 - температура пари, що гріє ($T_1 = 131,9 \text{ } ^\circ\text{C}$ - при тиску гріючої пари $P = 2,8$ атм.);

$t_{\text{конд}}$ - температура вторинної пари на вході в конденсатор ($t = 59,4 \text{ } ^\circ\text{C}$ - при тиску в барометричному конденсаторі $P_{\text{конд}} = 0,2$ атм.) [2,12].

Корисна різниця температур по корпусах у першому наближенні приймається рівною $\Delta t_1 = \sum \Delta t / 5$, $\Delta t_2 = \sum \Delta t / 5$, $\Delta t_3 = \sum \Delta t / 5$, $\Delta t_4 = \sum \Delta t / 5$, $\Delta t_5 = \sum \Delta t / 5$, отже $\Delta t_1 = \Delta t_2 = \Delta t_3 = \Delta t_4 = \Delta t_5 = 35,99 / 5 = 7,198 \text{ } ^\circ\text{C}$.

Температура кипіння розчину (за корпусами) визначається за формулами:

$$\begin{aligned} t'_{k1} &= T_1 - \Delta t_1 = 131,9 - 7,198 = 124,7 \text{ } ^\circ\text{C} \\ t'_{k2} &= t'_{k1} - \Delta_0^I - \Delta_n^I - \Delta t_2 = 124,7 - 0,5 - 1 - 7,198 = 116,02 \text{ } ^\circ\text{C} \\ t'_{k3} &= t'_{k2} - \Delta_0^{III} - \Delta_n^{III} - \Delta t_3 = 116,02 - 1,6 - 1 - 7,198 = 106,01 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 2.15 \\ t'_{k4} &= t'_{k3} - \Delta_0^{IV} - \Delta_n^{IV} - \Delta t_4 = 106,01 - 2,7 - 1 - 7,198 = 93,7 \text{ } ^\circ\text{C} \\ t'_{k5} &= t'_{k4} - \Delta_0^V - \Delta_n^V - \Delta t_5 = 93,7 - 3,4 - 1 - 7,198 = 78,0 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Температура пари, що гріє (за корпусами) визначається наступним чином:

$$\begin{aligned} T_2 &= t'_{k1} - \Delta_0^I - \Delta_n^I = 125 - 0,5 = 123,5 \text{ } ^\circ\text{C} \\ T_3 &= t'_{k2} - \Delta_0^{II} - \Delta_n^{II} = 116,02 - 0,8 - 1,0 = 114,3 \text{ } ^\circ\text{C} \\ T_4 &= t'_{k3} - \Delta_0^{III} - \Delta_n^{III} = 105,9 - 1,6 - 1,0 = 103,3 \text{ } ^\circ\text{C} \\ T_5 &= t'_{k4} - \Delta_0^{IV} - \Delta_n^{IV} = 93,7 - 2,7 - 1,0 = 90,0 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned} \quad (2.16)$$

Температура вторинної пари (за корпусами)

$$\begin{aligned} t_{un}^I &= t'_{k1} - \Delta_0^I = 125,0 - 0,5 = 124,5 \text{ } ^\circ\text{C} \\ t_{un}^{II} &= t'_{k2} - \Delta_0^{II} = 116,1 - 0,8 = 115,3 \text{ } ^\circ\text{C} \\ t_{un}^{III} &= t'_{k3} - \Delta_0^{III} = 105,9 - 1,6 = 104,3 \text{ } ^\circ\text{C} \\ t_{un}^{IV} &= t'_{k4} - \Delta_0^{IV} = 93,7 - 2,7 = 91,0 \text{ } ^\circ\text{C} \\ t_{un}^V &= t'_{k5} - \Delta_0^V = 78,0 - 3,4 = 74,6 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned} \quad (2.17)$$

За значеннями температур вторинної пари визначаємо значення наступних параметрів: теплоти пароутворення води $r_{61}, r_{62}, r_{63}, r_{64}, r_{65}$; тиск вторинної пари $P_{\text{вп}}^I, P_{\text{вп}}^{II}, P_{\text{вп}}^{III}, P_{\text{вп}}^{IV}, P_{\text{вп}}^V$; щільність води $\rho_{61}, \rho_{62}, \rho_{63}, \rho_{64}, \rho_{65}$ [2-6, 12, 13, 14].

За значеннями концентрацій $x_{k1}, x_{k2}, x_{k3}, x_{k4}, x_{k5}$ та температурам кипіння розчину $t'_{k1}, t'_{k2}, t'_{k3}, t'_{k4}, t'_{k5}$ знаходимо значення щільності розчину по корпусах

					<i>ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ</i>	Арк.
						31
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

$\rho_{p1}, \rho_{p2}, \rho_{p3}, \rho_{p4}, \rho_{p5}$. Для цього скористаємося методикою визначення основних теплофізичних властивостей харчових продуктів [13]. Результати представлені у таблиці Б.2.

Щільність речовини за температури 20 °С дорівнює $\rho_0 = 10[1,42x + (100 - x)]$. Коригування на потрібну температуру визначається з виразу $\rho_t = \rho_0 + 0,0005(t - t_0)$. Значення наведені в таблиці 2.2.

Таблиця 2.2 - Дані розрахунків та довідкових даних по ВУ

Параметри	Позначення	Корпус				
		1	2	3	4	5
Температура гріючого пару, °С	T	131,9	123,5	114,3	103,3	90
Корисна різниця температур, °С	Δt	6,9	7,3	8,41	9,6	12,0
Температура кипіння розчину, °С	t'_k	125,0	116,1	105,9	93,7	78,0
Температура вторинного пару, °С	$t_{вп}$	124,5	115,3	104,3	91,0	74,6
«Нормальна» температурна депресія, °С	Δ_0	0,5	0,8	1,6	2,7	3,4
Кінцева концентрація розчину, вага, част., %	x_k	17,55	30,09	45,32	57,82	62,18
Теплота пароутворення води, кДж/кг	r_v	2184,91	2210,84	2250,76	2416,01	2452,42
Щільність води, кг/м ³	ρ_v	938,67	945,95	953,6	956,7	963,2
Тиск вторинного пару, Па	$P_{вп}$	241000	178000	111000	59000	25000
Щільність розчину, кг/м ³	ρ_p	1074,26	1131,59	1196,06	1241,61	1261,14

3. У зв'язку з тим, що «нормальна» температурна депресія обрана для атмосферного тиску, а тиск вторинної пари по корпусах відрізняється від атмосферного, необхідно провести перерахунок температурної депресії за такою формулою:

$$\Delta = 0,0162 * \frac{T^2}{r_d} * \Delta_0^{I-V} \quad (2.18)$$

де $T = (t_{вп}^{I-V} + 273)$ - температура вторинного пару, К;

r_v - теплота пароутворення води при температурі вторинної пари $t_{вп1-5}$ кДж/кг.

Значення дійсної температурної депресії представлені в таблиці 2.3. Сумарна температурна депресія матиме значення:

$$\sum \Delta = \Delta_1 + \Delta_2 + \Delta_3 + \Delta_4 + \Delta_5 = 0,585 + 0,88 + 2,399 + 2,71 = 8,21^\circ \quad (2.19)$$

Для визначення температурних втрат за рахунок гідростатичного ефекту необхідно розрахувати оптимальний рівень заповнення трубок, що гріють, і

тиску розчину в апаратах на рівні половини довжини гріючих трубок (у середині гріючих трубок).

Оптимальну висоту заповнення трубок розчином знаходимо за емпіричною формулою:

$$H_{o1-5} = [0,26 + 0,0014 * (\rho_{p1-5} - \rho_{v1-5})] * l_{тр} \quad (2.20)$$

де $l_{тр}$ - довжина трубок, що гріють, м.

Гідростатичний тиск стовпа у середини трубок, що гріють, визначається з наступної формули:

$$\Delta P_{1-5} = \frac{g * H_{o1-5} \rho_{p1-5}}{2} \quad (2.21)$$

Значення результатів представлені у таблиці 2.3.

Тиск розчину в корпусах у середини трубок, що гріють, визначається за формулою:

$$P_c^{I-V} = P_{вп}^{I-V} + \Delta P_{1-5} \quad (2.22)$$

Таблиця 2.3 - Результати розрахунків оптимальної висоти заповнення трубок

Найменування	Позначення	Корпус				
		1	2	3	4	5
Справжня температурна депресія, °C	Δ	0,585	0,88	1,63	2,399	2,71
Сумарна температурна депресія, °C	$\sum \Delta$	8,21				
Оптимальна висота заповнення трубки, м	H_o	1,96	2,27	1,89	1,44	1,35
Гідростатичний тиск стовпа розчину, Па	ΔP	10327,7	12599,5	11088,0	8769,7	8350,9
Тиск розчину у середини трубок, що гріють, Па	$P_c * 10^4$	25,13	19,06	12,21	6,77	3,34

4. Для визначення справжніх значень температур пари, вторинної пари, кипіння розчину в трубках і на верхньому рівні трубки, корисної різниці температур по корпусах необхідно розрахувати температурні втрати за рахунок гідростатичного тиску.

За даними P_c^{I-V} знаходимо значення температур кипіння води у середині гріючих трубок t_c^{I-V} [13].

Потім проводимо розрахунок значень втрат температур за рахунок гідростатичного ефекту (гідростатичну депресію) за формулою:

$$\Delta_{г}^{II-V} = t_c^{II-V} - t_{un}^{I-VI} \quad (2.23)$$

Сумарні втрати температури за рахунок гідростатичного ефекту визначаються за формулою:

$$\sum \Delta_{\Gamma} = \Delta_{\Gamma}^{I-V} \quad (2.24)$$

Сумарна корисна різниця температур для установки матиме вигляд:

$$\sum \Delta t = T_1 - t_{\text{конд}} - \sum \Delta - \sum \Delta_{\Gamma} - \sum \Delta_n \quad (2.25)$$

Розподіл корисної різниці температур по корпусах має вигляд:

$$\Delta t_m = \sum \Delta t * \frac{\sqrt{Q_m/K_m}}{\sum Q_m/K_m} \quad (2.26)$$

Результати розрахунків заносимо до таблиці 2.4.

Таблиця 2.4 – Результати розрахунків та знайдені табличні значення

Найменування	Позначення	Корпус				
		1	2	3	4	5
Гідростатична депресія, °С	Δ_e	3,0	2,9	0,4	0,5	1,3
Сумарна гідростатична депресія, °С	$\sum \Delta_e$	8,1				
Сумарна корисна різниця температур, °С	$\sum \Delta t$	35,99				
Корисна різниця температур, °С	Δe	6,9	7,3	8,41	9,6	12,0
Температура вторинного пару, °С	$t_{\text{вн}}$	124,5	115,3	104,3	91,0	74,6

5. Розраховуємо: витрата пари, що гріє, витрата випареної води по корпусах, кінцеві концентрації розчину і в першому наближенні теплові навантаження апаратів.

Витрата пари, що гріє, визначаємо з рівняння теплового балансу [4]

$$DH_n + G_n c_n t_n = DH_n + WH_{\text{вп}} + G_k c_k t_k + G_k * 0,01 x_k \Delta q + Q_n \quad (2.27)$$

Яке може бути записано для кожного корпусу в наступному вигляді:

$$D_1 = \frac{AW_1(H_{\text{вп}}^I - c_{n1} t'_{n1})}{H_{n1} - H_{k1}} + \frac{A(G_n - W_1)(c_{p1} t'_{k1} - c_{n1} t'_{n1} + 0,01 x_{k1} \Delta q_1)}{H_{n1} - H_{k1}}$$

$$D_2 = W_1 = \frac{AW_2(H_{\text{вп}}^{II} - c_{p1} t'_{n1})}{H_{n2} - H_{k2}} + \frac{A(G_n - W_1 - W_2)(c_{p2} t'_{k2} - c_{p1} t'_{k1} + 0,01 x_{k2} \Delta q_2)}{H_{n2} - H_{k2}}$$

$$D_3 = W_2 = \frac{AW_3(H_{\text{вп}}^{III} - c_{p2} t'_{k2})}{H_{n3} - H_{k3}} + \frac{A(G_n - W_1 - W_2 - W_3)(c_{p3} t'_{k3} - c_{p2} t'_{k2} + 0,01 x_{k3} \Delta q_3)}{H_{n3} - H_{k3}}$$

$$D_4 = W_3 = \frac{AW_4(H_{\text{ВП}}^{\text{IV}} - c_{p3}t'_{k3})}{H_{n4} - H_{k4}} + \frac{A(G_H - W_1 - W_2 - W_3 - W_4)(c_{p4}t'_{k4} - c_{p3}t'_{k3} + 0,01x_{k4}\Delta q_4)}{H_{n4} - H_{k4}}$$

$$D_5 = W_4 = \frac{AW_5(H_{\text{ВП}}^{\text{V}} - c_{p4}t'_{k4})}{H_{n5} - H_{k5}} + \frac{A(G_H - W_1 - W_2 - W_3 - W_4 - W_5)(c_{p5}t'_{k5} - c_{p4}t'_{k4} + 0,01x_{k5}\Delta q_5)}{H_{n5} - H_{k5}}$$

Втрати тепла в доквілля приймаємо рівними 3% від тепла пари, що гріє, тобто $A = 1,03$. Ентальпію вторинної пари $H_{\text{ВП}}^{\text{I}}, H_{\text{ВП}}^{\text{II}}, H_{\text{ВП}}^{\text{III}}, H_{\text{ВП}}^{\text{IV}}, H_{\text{ВП}}^{\text{V}}$ знаходимо за тиском вторинного пару $p_{\text{ВП}}^{\text{I}}, p_{\text{ВП}}^{\text{II}}, p_{\text{ВП}}^{\text{III}}, p_{\text{ВП}}^{\text{IV}}, p_{\text{ВП}}^{\text{V}}$ [13]. Знайдені дані заносимо в таблицю 2.5.

Початкову теплоємність розчину c_{n1} визначаємо за концентрацією $x_n = 12,31\%$ при температурі розчину t'_{n1} , яку приймаємо рівною температурі $t'_{k1} = 125^\circ\text{C}$. ($c_{n1} = 3,68 \text{ кДж/кг} \cdot \text{град.}$)

Ентальпію грючої пари $H_{n1}, H_{n2}, H_{n3}, H_{n4}, H_{n5}$ і ентальпію конденсату $H_{k1}, H_{k2}, H_{k3}, H_{k4}, H_{k5}$ визначаємо за температурами T_1, T_2, T_3, T_4, T_5 і заносимо до таблиці 2.5 [4].

Теплоємність харчових продуктів при температурі 20°C дорівнює

$$c_0 = 41,87[0,3 + (100 - x)] \quad (2.28)$$

Коригування на потрібну температуру:

$$c_t = c_0 + 0,00175(t - t_0) \quad (2.29)$$

Теплоємність розчину $c_{p1}, c_{p2}, c_{p3}, c_{p4}, c_{p5}$ знаходимо за формулами (2.28, 2.29) при відповідних концентраціях $x_{k1}, x_{k2}, x_{k3}, x_{k4}, x_{k5}$ та температурах $t'_{k1}, t'_{k2}, t'_{k3}, t'_{k4}, t'_{k5}$.

Теплоту зміни концентрації (дегідратації) $\Delta q_1, \Delta q_2, \Delta q_3, \Delta q_4, \Delta q_5$ – по концентрацій розчину в корпусах:

$$\Delta q_{1-5} = q(x_{k1-5}) - q(x_{n1-5}) \quad (2.30)$$

де $q(x_{ki}), q(x_{ni})$, – інтегральні теплоти розчинення при кінцевій та початковій концентраціях розчину у відповідному корпусі [14].

Значення формули (2.28) представлені у таблиці 2.5. Теплове навантаження апаратів визначається з виразу [14]:

$$Q_{1-5} = D_{1-5}(H_{n1-5} - H_{k1-5}) \quad (2.31)$$

Результати розрахунків представлені у таблиці 2.5.

					ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ	Арк.
						35
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Таблиця 2.5 – Розрахункові значення пари, що гріє, і теплового навантаження ВУ

Найменування	Позначення	Корпус				
		1	2	3	4	5
Витрат пари, що гріє, кг./год.	D	31021	29313	13763	946	1583
Витрати випареної води, кг./год.	W	30000	29400	13810	5900	1500
Кінцева концентрація розчину, мас. част.,%	x_k	17,55	31,32	46,67	57,52	62,18
Теплове навантаження апаратів, кВт	Q	19158	17916	8516	3734	1008
Ентальпія гріючої пари, кДж/кг	H_n	2769,6	2714,6	2701,5	2679,6	2653,5
Ентальпія конденсату гріючої пари, кДж/кг	H_k	546,31	514,23	474,02	419,06	362,3
Ентальпія вторинної пари, кДж/кг	$H_{вп}$	2714,6	2701,5	2679,6	2653,6	2617,6
Теплоємність киплячого розчину, кДж/кг	c_p	3,46	2,89	2,25	1,79	1,596
Теплоємність вихідного розчину, кДж/(кг°С)	c_n	3,68				
Теплота зміни концентрації, кДж/кг	Δq	14	20	30	41	51

6. Для визначення теплових навантажень випарних апаратів та необхідної поверхні теплообміну необхідно обчислити коефіцієнти тепловіддачі та коефіцієнти теплопередачі.

Коефіцієнт теплопередачі є комплексною характеристикою процесу передачі тепла від теплоносія до розчину, що випаровується:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad (2.32)$$

де α_1 – коефіцієнт тепловіддачі від пари, що конденсується, до зовнішньої стінки трубки;

$\sum \frac{\delta}{\lambda} = \frac{\delta_m}{\lambda_m} + \frac{\delta_n}{\lambda_n}$ – сумарний термічний опір стінки трубки та накипу;

α_2 – коефіцієнт тепловіддачі від внутрішньої стінки трубки до киплячого розчину.

Як матеріал гріючих трубок використовується сталь 20. Її коефіцієнт теплопровідності $\lambda_m = 46,5$ Вт/(м°С) [14].

Товщину накипу приймаємо $\delta_n = 0,0005$ м. для 1-2 корпусів випарної установки і $\delta_n = 0,002$ м. – для решти корпусів, а її коефіцієнт теплопровідності – 2,5 Вт/(м°С) [136].

$$\text{Значення } \sum \frac{\delta^{(1-2)}}{\lambda} = 0,000243 \text{ м}^2 \text{ } ^\circ\text{C/Вт}, \sum \frac{\delta^{(3-5)}}{\lambda} = 0,000865 \text{ м}^2 \text{ } ^\circ\text{C/Вт}.$$

Коефіцієнти α_1 і α_2 для n-го корпусу розраховуємо методом послідовних наближень, приймаючи різницю значень температур конденсації пари і стінки $\Delta t'$.

При цьому, питоме теплове навантаження апарату (питомий тепловий потік) для процесу теплопередачі, що встановився, передбачає рівність тепловіддачі від конденсату пари до стінки, проходження через стінку, тепловіддачі від стінки до киплячого розчину і може бути розрахована за формулою

$$q_1 = q_2 = \alpha_1 \Delta t' = \alpha_2 \Delta t'' = \frac{1}{\sum \delta / \lambda} * \Delta t_{cm} \quad (2.33)$$

де q_1, q_2 – питомий тепловий потік відповідно для передачі тепла від пари до стінки апарату і від стінки до соку, що випаровується;

$\Delta t'$ – різниця температур конденсації пари та стінки, °С;

$\Delta t''$ – різниця між температурою трубки і киплячого розчину, °С;

Δt_{cm} – перепад температур на стінці трубки, що гріє, °С .

Коефіцієнт тепловіддачі α_1 розраховуємо за формулою

$$\alpha_1 = 2,04 * \sqrt[4]{\frac{\lambda^3 \rho^2 r}{\mu l_{mp} \Delta t'}} = 2,04 * A_t * (l_{mp})^{-0,25} * (\Delta t')^{-0,25} \quad (2.34)$$

Значення коефіцієнта $A_t = \sqrt[4]{\frac{\lambda^3 \rho^2 r}{\mu}}$ для конденсату пару визначаємо залежно від температури конденсації пари [14].

Перепад температур стінки трубки, що гріє, дорівнює:

$$\Delta t_{cm}^n = \alpha_1^n * \Delta t'_1 * \sum \frac{\delta}{\lambda} \quad (2.35)$$

Різниця між температурами стінки трубки та киплячого розчину визначається:

$$\Delta t''_n = \Delta t_n - \Delta t'_n - \Delta t'_{cm} \quad (2.36)$$

де Δt_n – корисна різниця температур у n – корпусі, °С .

Коефіцієнт тепловіддачі α_2 від стінки трубки, що гріє, до киплячого розчину дорівнює:

$$\alpha_2 = 780 \frac{\lambda_{p1}^{1,3} * \rho_{p1}^{0,5} * \rho_{n1}^{0,06}}{\sigma_{p1}^{0,5} * c_{p1}^{0,3} * \mu_{p1}^{0,3} * r_{n1}^{0,6} * \rho_{впнорм}^{0,66}} * (q_1)^{0,6} \quad (2.37)$$

Необхідні для розрахунку характеристики киплячого цукрового соку та пари наведені у довідковій літературі [13,14].

Розбіжність між тепловими навантаженнями не має перевищувати 5 %.

					<i>ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ</i>	Арк.
						37
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Аналогічний розрахунок проводимо інших корпусів. Результати розрахунку наведено у табл. 2.6.

Таблиця 2.6 - Розрахункові значення коефіцієнта теплопередачі

Найменування	Позначення	Корпус				
		1	2	3	4	5
Коефіцієнт теплопровідності розчину, Вт/(м ² °С)	λ_p	0,548	0,500	0,459	0,423	0,406
Щільність розчину, кг/м ³	ρ_p	1074,3	1131,6	1196,1	1241,6	1261,1
Поверхневий натяг розчину, Н/м	σ_p	0,025	0,063	0,078	0,099	0,109
Коефіцієнт динамічної в'язкості розчину, Нс/м ²	μ_p	0,00024	0,00064	0,0016	0,031	0,046
Теплоємність розчину, Дж/(кг°С)	c_p	3464,9	2888,4	2245,6	1791,3	1596,2
Щільність вторинної пари, кг/м ³	ρ_n	1,247	0,973	0,690	0,451	0,210
Питома теплота пароутворення, Дж/кг	r_n	2347*10 ³	2293*10 ³	2251*10 ³	2211*10 ³	2185*10 ³
Коефіцієнт тепловіддачі від пари, що конденсується до стінки, Вт/(м ² °С)	α_1	9314,9	9925,1	11974	13789	27056
Коефіцієнт тепловіддачі від стінки до розчину, Вт/(м ² °С)	α_2	3649,0	2579,6	1553,7	755,9	166,8
Коефіцієнт, A _t	A _t	7330	7250	7190	6969	6800
Довжина трубок, що гріють, м	l_{mp}	4,36	4,36	3,16	2,18	2,00
Товщина стінки трубки, що гріє, м	δ_m	0,003				
Коефіцієнт теплопровідності стінки, Вт/(м°С)	λ_m	46,5				
Коефіцієнт теплопровідності накипу, Вт/(м ² °С)	λ_i	2,5				
Коефіцієнт теплопередачі, Вт/(м ² °С)	K	1860,4	1355,5	858,5	486,5	157,9
Різниця температур конденсації пари та стінки трубки, °С	$\Delta t'$	1,15	1,00	1,00	1,00	1,00
Різниця між температурою трубки та киплячим розчином, °С	$\Delta t''$	3,15	3,64	4,32	5,1	6,33
Перепад температур на стінці трубки, що гріє, °С	Δt_{cm}	3,0	2,66	3,09	3,5	4,667

7. Визначення поверхонь теплообміну ВА.

Розподіл корисної різниці температур по корпусах визначається з виразу:

$$t_{1-5}^{\Pi} = \sum \Delta t * \frac{\sqrt{Q_{1-5}/K_{1-5}}}{\sqrt{\sum Q_n/K_n}} \quad (2.38)$$

Сумарна корисна різниця температур

$$t^{\Pi} = t_1^{\Pi} + t_2^{\Pi} + t_3^{\Pi} + t_4^{\Pi} + t_5^{\Pi} = 44,21 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Поверхня теплообміну випарного апарату визначається з наступного виразу:

$$F_{1-5} = \frac{Q_1}{K_1 * t_{1-5}^{\Pi}} \quad (2.39)$$

Число трубок, що гріють, визначається з формули:

$$n_{1-5} = \frac{F_{1-5}}{\pi * d_{ен} * l_{mp}} \quad (2.40)$$

Розрахункове значення теплового навантаження та площ нагріву випарної установки представлені таблицею 2.7.

Таблиця 2.7 – Розрахункові значення теплового навантаження та площ нагріву випарної установки

Найменування	Позначення	Корпус				
		1	2	3	4	5
Корисна різниця температур, $^{\circ}\text{C}$	Δt^{Π}	6,9	7,3	8,41	9,6	12,0
Сумарна корисна різниця температур $^{\circ}\text{C}$	$\sum \Delta t^{\Pi}$	44,21				
Теплове навантаження апарату, кВт	Q	19158	17916	8516	3734	1008
Коефіцієнт теплопередачі, Вт/($\text{m}^2\text{ }^{\circ}\text{C}$)	K	1860,4	1355,5	858,5	486,5	157,9
Поверхня теплообміну, m^2	F	1493	1811	1180	799	532
Число трубок, що гріють, шт.	n	3304	3986	3602	3541	2566

З отриманих результатів видно, що розрахункові площі нагріву випарних апаратів відповідають заводським площам нагріву ВА і відповідно теплові навантаження апаратів при різних площах нагріву мають різні значення.

На підставі технологічного розрахунку випарної установки було визначено значення теплового навантаження та режими роботи ВА для АСУТП.

2.4 Вибір критеріїв управління технологічним обладнанням цукрового виробництва

Визначення і підтримка оптимальних умов роботи обладнання і параметрів його технологічних режимів дозволяє отримати максимальний вихід продукції і підвищити ефективність виробництва.

Вибір і обґрунтування критерію оптимальності є одним з найбільш відповідальних етапів при моделюванні економічно ефективного цукрового виробництва. Навіть при дуже ретельному відпрацюванні систем змінних і умов - обмежень моделі для забезпечення адекватності моделі реальним умовам, невдалий вибір критерію оптимальності може привести до незадовільних рішень.

Крім того, найважливішою складовою, що впливає на ефективність цукрового виробництва, є безпека ТП і підбір здорових і професійних кадрів. Ці питання повинні розглядатися паралельно з питаннями економіки, технології та працездатності виробничого обладнання [15-17].

Критерії оптимізації виробництва підрозділяються на: технічні (продуктивність, надійність, вихід продукції, якість сировини і т.п.) і, відповідно, економічні (прибуток, рентабельність і т.п.) [18, 19-21].

Проведений аналіз виробництва цукру показує, що в технологічному процесі може використовуватися широкий спектр показників, що характеризують властивості цього процесу, але в більшості своїй все зводиться до регульованої підтримки технологічних параметрів, витрат соку, пара, води, вапна, газу, а також температури, тиску і т.п. [11, 22, 23].

Важливе значення для досягнення ефективного виробництва цукрової продукції має продуктивність процесу виробництва - правильний підбір і розрахунок обладнання і технологічних комунікацій.

Цукрові заводи оснащені трубопроводами: паровими, водяними, конденсатними і особливо соковими, сиропної і патокового, а також трубопроводами для подачі вапна і вапняного молока.

Для того щоб завод працював ефективно на повну потужність, необхідно, щоб устаткування, і трубопроводи мали можливість переробляти і пропускати розрахункову кількість сировини, рідини, пари, а також підтримувати технологічні параметри виробничого процесу. Використовувані на заводах трубопроводи та запірні пристрої мають стандартні діаметри і відповідні перетини труб. У разі невідповідності перетину повітряного і парового трубопроводів розрахунковим параметрам порушується режим роботи.

Регулювання пари і рідин необхідно здійснювати за рахунок застосування різного виду запірних і регулюючих пристроїв. У реальних умовах роботи цукрового заводу на встановленій потужності забезпечення трубопроводами не можна визнати оптимальним [11].

Оскільки реальний технологічний процес пов'язаний з постійною зміною витрат сировини, розчинів, пари, виникає необхідність поточної зміни

					ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ	Арк.
						40
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

пропускної здатності трубопроводів для забезпечення оптимальних умов протікання хімічних теплових перетворень. Таким чином, виникає необхідність автоматичного регулювання перетинів трубопроводів шляхом використання заслінок з пневмоприводом та електро, пневмо-позиціонерами.

Технічна продуктивність трубопроводів може визначатися через продуктивність заводу з наступного виразу:

$$A = \frac{T \cdot \pi \cdot 100 \cdot D^2 \cdot u \cdot r}{4 \cdot k \cdot a}, \text{ т/добу} \quad (2.41)$$

Шукана величина D (діаметр трубопроводу) визначається по заданій необхідній потужності заводу A :

$$D = \sqrt{\frac{A \cdot 4 \cdot k \cdot a}{T \cdot \pi \cdot 100 \cdot u \cdot r}}, \text{ м.} \quad (2.42)$$

де T - тривалість доби, (86400с);

u - швидкість руху продуктів в трубопроводі, м/с;

r - щільність переміщуваного продукту, т/м³;

a - кількість переміщуваного продукту, % до маси буряка;

k - коефіцієнт нерівномірності надходження середовища; наприклад, для трубопроводів підведення пари до випарної станції $k = 1,5 - 1,6$; інших корпусів випарної установки $k = 1,25$; для соку, сиропу, вапняного молока, води $k = 1,0 - 1,5$.

Крім правильності розрахунку комунікацій на виробничих ділянках цукрового заводу, важливу роль на ефективність виробництва має і підбір безпечного обладнання, його продуктивність, розміри і кількість бункерів, ємностей, час протікання різних технологічних процесів в обладнанні [10, 4, 11, 19, 24-25].

Крім того, на ефективність виробництва впливають і такі показники, як: цукристість (масова частка сахарози в буряках або в буряковій стружці, виражена у відсотках), доброякісність (масова частка сахарози в перерахунку на сухі речовини, виражена у відсотках), сухі речовини (тверді речовини, розчинні і нерозчинні у воді, що містяться в буряку і в продуктах цукрового виробництва), нецукри (сухі речовини (крім сахарози) в сировині, продуктах і відходах), враховані втрати цукру (кількість сахарози, що міститься у відходах з дифузії і в фільтраційному осаді, виражене у відсотках до маси переробленої сировини), невраховані втрати цукру (різниця між загальними втратами цукру в виробництві та врахованими, виражена у відсотках до маси переробленої сировини), рандеман (розрахунковий вихід кристалічної сахарози з сировини в результаті повної його переробки, виражений у відсотках до його маси), вихід цукру (кількість сахарози, виробленої з сировини, в процентах до його маси), коефіцієнт заводу (показник, що характеризує вихід цукру у відсотках до масовій частки цукру, введеного в завод з сировиною) [26, 2-4, 27-32].

					<i>ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ</i>	Арк.
						41
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Основними даними, необхідними для розрахунків ефективності виробництва були:

- кількість сировини прийнятої на завод K_c , тис.т.;
- вміст цукру в прийнятій сировині C_c , %;
- втрати сировини при зберіганні $C_{вз}$, тис.т.;
- цукристість стружки $C_{стр.}$, %;
- втрати цукру при транспортуванні і зберіганні $P_{ц.т.з.}$, тис.т.;
- втрати цукру при виробництві $P_{ц.в.}$, тис.т.;
- втрати цукру в мелясі $P_{ц.м.}$, тис.т.;
- загальні втрати цукру $P_{ц.з.в.}$, тис.т.;
- виробництво цукру C , тис.т.

Найбільш ефективним та часто використовуваним у виробництві, що характеризує і узагальнює перераховані вище показники, які зазначалися вище, є коефіцієнт заводу.

Для цукрових заводів розрізняють коефіцієнт заводу за прийнятими буряками і коефіцієнт заводу за переробленими буряками, де показується ступінь вилучення цукру з переробленої сировини і характеризується робота всіх станцій заводу.

Послідовність і розрахунок основних технічних і технологічних показників заводу (втрати, вихід цукру, коефіцієнт заводу і коефіцієнт виробництва) здійснювалися на основі наступних виразів, представлених формулами (2.43) - (2.50).

Цукор, прийнятий на завод (C_z), визначався за формулою:

$$C_z = K_c * C_c \quad (2.43)$$

Перероблена сировина визначається наступним чином:

$$K_{пер} = K_c - K_{пс} \quad (2.44)$$

Цукор в сировині для перероблення визначається за формулою:

$$C_{пер} = K_{пер} * C_{стр.} \quad (2.45)$$

Загальні втрати цукру визначаються за формулою:

$$P_{ц.з.в.} = P_{ц.т.з.} + P_{ц.в.} + P_{ц.м.} \quad (2.46)$$

Загальна кількість виробленого цукру (C) визначалось за даними продуктового відділення і звітними даними за допомогою наступного виразу:

$$C = C_z - P_{ц.з.в.} \quad (2.47)$$

Вихід цукру відносно переробленої сировини визначається з відношення:

					<i>ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ</i>	Арк.
						42
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

$$B_{\text{ц}} = \frac{\text{Ц}}{K_{\text{з}}} * 100, \% \quad (2.48)$$

Коефіцієнт заводу $K_{\text{з}}$ – відношення виробленого цукру (Ц) до маси цукру, який надійшов на переробку, визначається як:

$$K_{\text{з}} = \frac{\text{Ц}}{\text{Ц}_{\text{пер}}} * 100, \% \quad (2.49)$$

Коефіцієнт виробництва ($K_{\text{в}}$) – відношення виробленого цукру (Ц) до маси цукру в сировині, яка надійшла на завод, визначається як:

$$K_{\text{в}} = \frac{\text{Ц}}{\text{Ц}_{\text{с}}} * 100, \% \quad (2.50)$$

					<i>ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ</i>	<i>Арк.</i>
						43
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>		

РОЗДІЛ 3

ПІДВИЩЕННЯ ЕНЕРГОЕФЕКТИВНОСТІ ТЕХНОЛОГІЧНИХ АПАРАТІВ ЦУКРОВОГО ЗАВОДУ ЗА РАХУНОК АВТОМАТИЗАЦІЇ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПРОЦЕСІВ

3.1 Особливості інтенсифікації процесу автоматизованого виробництва цукру за критерієм підвищення енергоефективності

Автоматизації технологічних процесів цукрового виробництва крім реалізації автоматичного управління відповідними ТП притаманний ряд особливостей, характерних для виробничих відділень виробництва. Зупинимося на цьому більш детально.

Головними вимогами до системи автоматизації відділення дифузії є створення безпечних виробничих умов для найбільш повного отримання цукру з стружки, одержання дифузійного соку заданої концентрації, забезпечення заданої продуктивності установки з одночасним забезпеченням максимальної економічності процесу. Основними параметрами, які визначають економічну ефективність процесу екстракції цукру з бурякової стружки, є вміст цукру в дифузійному соку і втрати цукру в жомі.

Типові схема систем автоматизації дифузійної установки (ДУ) припускають [7,8,18,33]: стабілізацію питомого навантаження апарату, стабілізацію концентрації дифузійного соку, стабілізацію температурних режимів по зонам дифузійного апарату, стабілізацію рівня в головній частині апарату; виміру втрат стружки, дифузійного соку, жомового і сульфітованої води; рН сокостружної суміші.

Система автоматизації відділення дифузії повинна забезпечувати:

- автоматичне керування різання (стабілізація витрати стружки);
- діагностику утворення пробок;
- стабілізацію відкачування з дифузії по витраті соку;
- контроль СР соку;
- автоматичну подачу антисептика;
- управління сульфитацією барометричної води;
- управління приводами дифузії.

При введенні в експлуатацію системи автоматизації дифузійної установки економічний ефект, в основному, досягається за рахунок підвищення продуктивності дифузійної установки, за рахунок збільшення вмісту цукру в дифузійному соку і за рахунок зниження витрати енергії, пари (газу).

					ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ			
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>				
<i>Розроб.</i>		<i>Петрушина Ю.М.</i>			Підвищення енергоефективності технологічних апаратів для інтенсифікації процесу виробництва цукру	<i>Лім.</i>	<i>Арк.</i>	<i>Аркушів</i>
<i>Перевір.</i>		<i>Хорольський В.П.</i>					44	7
<i>Н.контр.</i>								
<i>Затверд.</i>								
						ДонНУЕТ Кафедра ЗІДО		

Система автоматизації станції дефекосатурації, що включає в себе контроль і регулювання основних параметрів від дифузійного відділення до випарної станції, повинна виконувати такі завдання:

- максимально видаляти нецукри з цукрового розчину;
- стабілізувати витрати соку на першу і другу сатурації, в залежності від витрати дифузійного соку на виробництво;
- регулювати співвідношення витрат циркуляційного соку 1-ої сатурації до витрати соку на виробництво, витрати вапняного молока на 2-у сатурацію до витрати сатурованого соку, а також загальної витрати вапняного молока до витрати соку на виробництво.
- стабілізувати рН соку на кінцевому ступені преддефекації, 1-ої і 2-ої сатурації;
- регулювати тиск сатураційного газу в колекторі і температуру соку перед 1-ої і 2-ої сатурації, а також перед фільтрацією соку 1-ої сатурації;
- контролювати рівні у всіх збірниках відділення і концентрацію вмісту CO₂ в сатураційному газі.

Автоматизація управління очищенням соку дозволяє:

- стабілізувати потік соку по апаратах станції дефекосатурації;
- упорядкувати систему розподілу вапняного молока по споживачах при застосуванні замкнутої системи розподілу вапняного молока з регульованим тиском і установкою кульових кранів відбору перед витратомірами, а також ввести корекцію витрати CaO по його щільності і по СВ (сухий речовині) дифузійного соку;
- оптимізувати подачу сатураційного газу в котли I-ої і II-ої сатурації за рахунок підтримки тиску в колекторі газу, контролю CO₂ в складі газу, підтримки рН соку I сатурації з точністю не гірше 0,2 одиниці, рН соку II сатурації - не гірше 0,1 одиниці.

Система автоматизації станції фільтрації соків (сиропу) повинна володіти наступними функціональними можливостями:

- забезпечувати управління даною батареєю фільтрів;
- здійснювати безперервну діагностику роботи всіх регулюючих органів;
- забезпечувати проведення аналізу роботи фільтрів і видачу рекомендацій щодо виведення конкретного фільтра з роботи на промивку;
- здійснювати реєстрацію всіх технологічних параметрів (рівнів в збірниках, витрати нефільтрованого і фільтрованого соків), положення всіх регулюючих органів на різних стадіях роботи, як в автоматичному, так і ручному режимах;
- здійснювати контроль дій оператора і сигналізувати про прийняття некоректних рішень.

Система автоматизації станції фільтрації повинна реалізовувати:

- ведення історії процесів, аварій і реєстрації положення регулюючих органів;
- аналіз вивантаження фільтрів.

При введенні в експлуатацію системи автоматизації станції дефекосатурації економічний ефект досягається: за рахунок підвищення ефекту

					<i>ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ</i>	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		45

очищення соку, за рахунок зниження витрати СаО для очищення соку при регулюванні його подачі з корекцією по СР соку і за рахунок зниження витрат пари в зв'язку зі зменшенням вмісту розчинних солей кальцію в соку.

Система автоматизації випарної станції та збірників конденсату повинна забезпечувати:

- регулювання рівнів (стабілізацію потоку соку) по корпусах випарної станції (ЗС), збірникам соку, сиропу;
- оптимізацію подачі ретурного пара і розподіл споживачів екстра-пари за результатами теплового розрахунку для чіткої підтримки співвідношення сік-пар і температурного режиму;
- регулювання температури соку на випарній станції і сиропу перед фільтрацією;
- подачу аміачної води при відсутності соку;
- контроль температури і тиску пари, що гріє, і соку;
- контроль витрат і щільності соку на випарній станції і витрати сиропу;
- контроль витрат пари на 1-й корпус;
- сигналізацію при перевищенні рівнів у 1-му і 2-му корпусах;
- реєстрацію всіх технологічних параметрів, завдань для них, положень регулюючих органів;
- розрахунок основних теплотехнічних і технологічних параметрів (щільності сиропу, кратність випарювання ВС і т.д.).

Тому особливостями системи автоматизації випарної станції є те, що вона повинна реалізовувати:

- розрахунок теплотехнічної ефективності роботи випарної станції;
- використовуючи ємнісні, поплавкові, і мембранні датчики рівня здійснювати подвійний контроль рівнів 1-го і 2-го корпусів, а також контроль СР сиропу;
- управління рівнями збірників конденсату.

Ефективність досягається за рахунок зменшення витрат енергоносіїв.

Система автоматизації в відділенні кристалізації центрифуг 1-го продукту повинна володіти функціональними можливостями, що дозволяють здійснювати:

- синхронізацію роботи двох і більше центрифуг (по автоматичному пуску і вивантаженню);
- промивання сита центрифуги по заданому алгоритму;
- завантаження центрифуги за допомогою мікропроцесорного датчика завантаження;
- подачу команди на розгін центрифуги;
- промивання лотка;
- піднімання лотка;
- визначення моменту повного відходу зеленої патоки і моменту виникнення пробілювання в кожному циклі не залежно від кількості завантаженого утфелю і його якості;

					<i>ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ</i>	<i>Арк.</i>
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>		46

- імпульсне пробілювання цукру водою або сиропом (розведеною білою патокою) і водою з точністю до 1 л. за допомогою витратоміра при даній кількості утфелю і температурі води;
- автоматичне керування сегрегатором з можливістю ручної корекції;
- регулювання часу сушіння цукру;
- подачу команди на гальмування і вивантаження;
- контроль температур води і утфелю;
- контроль рівня в утфелемішалці і утфелерозподільниках;
- контроль тиску води і сиропу;
- коригування параметрів технологічного циклу може здійснюватися з ЦДП або за місцем;
- реєстрацію всіх технологічних параметрів і складання звітів;
- облік роботи по кожній центрифугі;
- кількість води на пробілювання, промивку сит і лотка в кожному циклі.

Система автоматизації дає можливість не тільки зменшити витрату палива і електроенергії, а також кількість води на пробілювання, але і збільшити вихід цукру з вакуум-апарата і продуктивність відділення та заводу в цілому.

При введенні в експлуатацію системи автоматизації вакуум-апаратів економічний ефект досягається за рахунок скорочення часу уварювання утфелю і, як наслідок, економії палива, за рахунок поліпшення гранулометрії цукру.

3.2 Економічні критерії оптимізації цукрового виробництва

Для оцінювання роботи заводу можуть використовуватися такі економічні показники ефективності:

- прибуток;
- собівартість;
- матеріальні витрати на одиницю продукції;
- питомі витрати різних матеріальних ресурсів у відсотках до маси буряка і цукру.

Прибуток цукрового заводу з урахуванням сезонної роботи, визначається за формулою:

$$P = \int_{\tau_1}^{\tau_2} (B * C_0 + G_m * C_m + G_{ж} * C_{ж} - \sum_{i=1}^8 Z_i) * d\tau, \quad (3.1)$$

де P - прибуток, грн;

B - вихід товарного цукру т/год;

C₀, C_м, C_ж - оптова ціна цукру, меляси та жому відповідно, грн/т;

G_м, G_ж - втрати меляси і жому, т/год;

$\sum_{i=1}^8 Z_i$ - сумарні втрати, грн/год (Z₁₋₈ - втрати на сировину, додаткові матеріали, паливо, електроенергію, на зарплату, на експлуатацію обладнання, на цехові і загальні витрати по заводу) [27, 28].

					<i>ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ</i>	<i>Арк.</i>
						47
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>		

Розрахунок економічного ефекту від впроваджених інженерних рішень, згідно з [19, 20], здійснюється наступним чином:

$$E = [(Z_1) - (Z_2)] * A_2 \quad (3.2)$$

де E - річний економічний ефект, грн.;

$Z_{1,2}$ - наведені витрати на одиницю продукції (роботи), виробленої за допомогою базової і запропонованої АСУ ТП, грн.;

$A_{1,2}$ - річний обсяг виробництва продукції (роботи) отриманий при роботі базової і запропонованої АСУ ТП.

Економічний ефект визначається на основі зіставлення наведених витрат по базовій і запропонованій інженерної розробці.

Наведені витрати $Z_{1,2}$ можна представити таким виразом

$$Z_{1,2} = C_{1,2} + E_m * K_{1,2} \quad (3.3)$$

де C - собівартість одиниці продукції (роботи), грн.;

K - питомі капітальні вкладення, грн.;

E_n - нормативний коефіцієнт ефективності капітальних вкладень.

Підставляючи (3.3) в (3.2), отримаємо вираз для розрахунку річного економічного ефекту:

$$E = [(C_1 + E_n * K_1) - (C_2 + E_n * K_2)] * A_2 \quad (3.4)$$

При розрахунку економічної ефективності необхідно враховувати різницю цін в порівнювані роки, тобто Індекс споживчих цін. Тому в формулу (3.4) необхідно ввести цей показник, в результаті чого формула приймає вид:

$$E = [(C_1 + E_n * K_1) * I - (C_2 + E_n * K_2)] * A_2 \quad (3.5)$$

де I - індекс інфляції споживчих цін;

$C_{1,2}$ - собівартість, грн.

Загальним для виразів (3.1) і (3.5) є те, що всі ці складові впливають на одержуваний прибуток, що є економічним критерієм оптимізації. Технічні критерії взаємопов'язані з економічними і їх також необхідно враховувати в цукровому виробництві, і виражаються вони також через вартісну величину (грн.). Крім того, необхідно відзначити, що у всіх цих умовах оптимізації використовується узагальнюючий показник - собівартість.

3.3 Очікуваний економічний ефект підвищення енергоефективності виробництва

Запропонована система управління дозволила підвищити продуктивність виробництва (випуск цукру), знизити енерговитрати (газ, пар, паливо, електроенергія тощо), покращити умови праці та підвищити продуктивність праці, а також зменшити чисельність робітників, які працюють у шкідливих та небезпечних умовах праці. При аналізі шкідливостей з виробництва та умов

					<i>ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ</i>	Арк.
						48
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

праці, у яких працюють працівники, використовувався спосіб діагностування функціонального стану працівників [89] і визначалися професії, які можна звільнити від шкідливих робіт за допомогою повної автоматизації всіх виробничих процесів. Повна собівартість продукції цукровим заводом (цукор) складається з наступних основних статей:

1. Витрати на сировину (кількість виробленого цукру, вартість буряків за закупівельною ціною, вивезення буряків, прийом та зберігання буряків, загальнозаготівельні витрати, вивантаження, доставка);

2. Виробничі витрати (додаткові матеріали, допоміжні матеріали на технологічні цілі, паливо та енергія на технологічні цілі, основна та додаткова заробітна плата, відрахування на соціальні заходи, витрати на утримання та експлуатацію обладнання, загальновиробничі витрати);

3. Загальногосподарські (адміністративні) витрати;

4. Позавиробничі витрати (витрати на збут).

Калькуляція витрат за виробництво цукру за аналізований період береться з розрахунку собівартості 1 тонни цукру та загальної кількості виробленого цукру. При зменшенні кількості робітників, які працюють у шкідливих та небезпечних умовах праці, природно зменшилися і відрахування на соціальні заходи та виплати основної та додаткової заробітної плати.

Наприклад, собівартість 1 т. цукру, на яку припадають соціальні відрахування та виплата основної та додаткової зарплати у розрахунковому році, становили 44.47 грн., а з урахуванням загальної кількості працівників, на заводі можна визначити, скільки припадає на одного працюючого – 0,54 грн. Отже, собівартість 1 тонни цукру за зменшення кількості працівників, які працюють у шкідливих умовах праці, зменшилася на 0,54 грн.

Для визначення економічної ефективності від застосування запропонованих інженерних розробок у період нестабільності роботи виробництв, зростання ціни на різне технічне устаткування й товари споживання, виникає потреба враховувати коливання ціни у різні роки попри всі ці послуги.

Слід зазначити, що розрахунки річного ефекту та ефективності інновацій можуть застосовуватись і в умовах ринкових відносин, наприклад, розрахунок економічного ефекту від впроваджених інженерних рішень, визначається за формулою (3.2). При цьому річний обсяг виробництва продукції (роботи) $A_{1,2}$, отриманий при роботі базової АСУ ТП (A_1) та за допомогою запропонованої АСУ ТП у розрахунковому році (A_2), склав

$$A_1 = 16970 \text{ тонн цукру та } A_2 = 6010 \text{ тонн цукру.}$$

Економічний ефект визначається на основі зіставлення наведених витрат за базовою та запропонованою інженерною розробкою. Наведені витрати $Z_{1,2}$ можна подати формулою (3.3). Підставляючи (3.3) (3.2), отримаємо річний економічний ефект, представлений формулами (3.4) і (3.5) (з урахуванням інфляції). Значення собівартості із звітної калькуляції виробництва цукру на

					<i>ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ</i>	Арк.
						49
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

заводі відповідно становили $C_1 = 2643,39$ грн. на 1 тону цукру та $C_2 = 2883,15$ грн. на 1 тону цукру.

Оскільки собівартість приведена до одиниці виробленої продукції (тонна цукру), те й капітальні вкладення мають бути приведені до відповідної одиниці виміру. Значень питомих капіталовкладень ($K_{1,2}$) на одиницю продукції можна визначити з виразу:

$$K_{1,2} = \frac{B_{1,2}}{A_{1,2}} \quad (3.6)$$

де $B_{1,2}$ - загальна вартість виконання комплексу робіт та поставок обладнання для АСУ ТП (без частотних перетворювачів) у базовому та впровадженому роках, відповідно $B_1 = 1439935,0$ грн., $B_2 = 1344997$ грн.

При визначенні вартості капітальних вкладень до одиниці продукції (B_2) (рік впровадження) необхідно врахувати та витрати на створення цієї програмної продукції (B_2^2), тому кінцеве значення (B_2) буде відповідати $B_2^1 = B_2 + B_2^2 = 1359997,00$ грн.

Виконавче обладнання, заслінки, датчики, перетворювачі, арматура і т. п. залишилися колишніми (базова АСУ ТП), а впроваджені інженерні розробки належали до розробки сучасної системи управління, заснованої на застосуванні нейромережових технологій, які і були реалізовані в програмному забезпеченні для нейроконтролерів основних виробничих відділеннях заводу.

Використовуючи всі перелічені складові, за формулою (3.2) визначаємо річний економічний ефект від впровадження запропонованої системи управління технологічними процесами на цукровому заводі, $E = 1081435,40$ грн. Другою важливою складовою економічної ефективності запропонованої розробки є термін окупності, що визначається з виразу:

$$T_{ок} = \frac{B_2}{E_p} \quad (3.7)$$

де B_2 – вартість впровадженої розробки – 1359997,00 грн.;

E_p - річна економія від зниження собівартості, що визначається з формули $E_p = (C_1^1 - C_2^1) * A_2$, 1442400,4 грн.

У нашому випадку $T_{ок} = 0,95$ року.

					<i>ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ</i>	Арк.
						50
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

ВИСНОВКИ

У дипломній роботі магістра, відповідно до поставленої мети, вирішено актуальну науково-практичну задачу зі створення теоретичних та практичних засад підвищення енергоефективності технологічного обладнання цукрового виробництва які функціонують в умовах суттєвої поточної невизначеності та потребують впровадження цифрових систем керування на основі інтелектуальних технологій.

В результаті проведених досліджень сформульовано та обґрунтовано наступні практичні результати:

1. Проведено аналітичний огляд існуючого технологічного обладнання на основі енергоефективності його технологічних апаратів. Доведено, що найбільш енергоефективними технологічними апаратами є апарати для: подачі буряку в технологічну лінію, визначення ваги буряку та його подрібнення, виділення цукру із стружки, очищення дифузійного соку вапняком, фільтрування та сульфитації, згущення соку випарюванням до цільного сиропу які є найбільш енергоємними. З метою інтенсифікації процесу виробництва цукру дослідженні технологічні процеси та режими роботи технологічного обладнання для сульфитації та фільтрування, уварювання утфелю, центрифугування утфелю та кристалізації, сушки цукрового піску та його подрібнення.

2. Досліджено локальні технологічні процеси виробництва цукру як об'єкти енергоефективності. Основними параметрами технологічних процесів є швидкість роботи вузлів і устаткування, температурний режим для переробленої продукції, рівень рН, тривалість технологічних операцій, температурні режими для нагрівального обладнання, дозована подача вапна, сірчистого газу які представляють інтерес для розробки технологічного обладнання за параметрами енергоефективності.

3. Проведено аналіз роботи обладнання цукрового заводу в технологічних схемах кристалізації та очищення дифузійного соку. З метою оптимізації та оцінки робочих характеристик дифузійних апаратів розроблено методику розрахунку обладнання цукрового заводу.

4. Визначено основні енергетично – теплові режими роботи випарних установок. Доведено, що режими роботи випарної установки залежать від технічних параметрів установки та технологічних значень продукції що переробляється. Встановлено, що оптимальний тепловий робочий режим роботи п'ятикорпусної випарної установки здійснюється на підставі рівняння матеріального балансу і залежить від продуктивності по вихідному та кінцевому розчину.

					ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ			
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>				
<i>Розроб.</i>		<i>Петрушина Ю.М.</i>			Підвищення енергоефективності технологічних апаратів для інтенсифікації процесу виробництва цукру	<i>Літ.</i>	<i>Арк.</i>	<i>Аркушів</i>
<i>Перевір.</i>		<i>Хорольський В.П.</i>					51	2
<i>Н.контр.</i>						ДонНУЕТ Кафедра ЗІДО		
<i>Затверд.</i>								

5. Розроблено критерії управління технологічним обладнанням цукрового виробництва які дозволяють підтримувати оптимальні умови роботи обладнання і отримати максимальний вихід продукції зі заданими параметрами якості. В процесі імітаційного моделювання режимів роботи технологічного обладнання необхідно щоб устаткування і трубопроводи мали можливість переробляти і пропускати розрахункову кількість сировини, рідини, пару а також підтримувати виробничі параметри виробничого процесу.

6. Розроблено систему енергоефективності технологічних апаратів з виробництва цукру. Головними вимогами до систем керування енергоефективності відділення дифузії та кристалізації є створення безпечних виробничих умов для найбільш повного отримання цукру зі стружки, одержання дифузійного соку заданої концентрації, забезпечення заданої продуктивності технологічних апаратів з одночасним забезпеченням максимальної енергоефективності процесу.

7. Підвищення енергоефективності технологічних апаратів може бути досягнуто за рахунок впровадження систем автоматизації відділення дифузії, а саме автоматичне керування різанням (стабілізація витрати стружки), діагностику утворення пробок, стабілізацію відкачування з дифузії по витратам соку, контроль сухих речовин у соку, автоматичну подачу антисептика, управління сульфитацією барометричної води, управління приводами дифузії.

8. Доведено, що при впровадженні в експлуатацію системи автоматизації дифузійної установки економічний ефект, досягається за рахунок: підвищення продуктивності дифузійної установки, збільшення вмісту цукру в дифузійному соку, зниження витрат енергоресурсів (електрики, пару, газу).

					<i>ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ</i>	<i>Арк.</i>
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>		52

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Ляшенко С. А. Концепция повышения эффективности АСУ ТП при производстве сахара в Украине / С. А. Ляшенко, А. С. Ляшенко, И. С. Беляева // Вісник ХНТУСГ ім. П. Василенка «Сучасні напрямки технології механізації процесів переробних і харчових виробництв». – Харків, 2008. – Вип. 74. – С. 54-63.
2. Сапронов А. Р. Технология сахарного производства : [учебник и учеб. пособие для студентов высших учебных заведений] / Сапронов А. Р. – М. : Колос, 1998. – 495 с.
3. Бахмаш М. І. Буряковий цукор технології виробництва / М. І. Бахмаш, М. І. Ігнат'єв, І. А. Вітківський. – Кам'янець – Подільський : Абетка – НОВА, 2004. – 372 с.
4. Силин П. М. Технология сахара / Силин П. М. – Москва : Второе издание. Пищевая промышленность, 1967. – 624 с.
5. Хоменко Т. Д. Сучасні схеми та обладнання для переробки цукрових буряків. Транспортування, очищення, отримання стружки і дифузійного соку: [навч. посіб.]. / Хоменко Т. Д. – К. : Сталь, 2006. – 240 с.
6. Лысянский В. М. Процесс экстракции сахара из свеклы. Теория и расчет./ Лысянский В. М. – М. : Пищевая промышленность, 1973. – 223 с.
7. Негода Ф. В. Управление наклонным диффузионным аппаратом / Ф. В. Негода, А. П. Ладанюк, В. М. Лысянский. – М. : ЦНИИТЭПищпром, 1983, сер. 3. – 14 с.
8. Сущенко Г. А. Автоматизоване управління технологічним комплексом очистки дифузійного соку з урахуванням взаємодії підсистем : автореф. дис. канд. техн. наук : спец. 05.13.07 «Автоматизація технологічних процесів» / Г. А. Сущенко. – К., 1998. – 16 с.
9. Еременко Б. А. Автоматическое управление процессами свеклосахарного производства : [производственно-практическое издание] / Еременко Б. А. – Москва : Пищевая промышленность, 1976. – 223 с.
10. Ляшенко С. А. Обоснование автоматического регулирования производственных процессов сахарных заводов / С. А. Ляшенко, А. М. Фесенко, А. С. Ляшенко, И. С. Беляева // Вісник Харківського національного технічного університету сільського господарства імені Петра Василенка «Сучасні напрямки технології та механізації процесів переробних і харчових виробництв». – Харків, 2009. – Вип. 88. – С. 104-109.
11. Власенко Л. О. Підвищення ефективності функціонування технологічного комплексу цукрового заводу за рахунок використання методів діагностики та прогнозування / Л. О. Власенко, А. П. Ладанюк // Восточно-Европейский журнал передовых технологий. – 2010. – №2/3 (44). – С. 57-62.
12. Пархоменко І.І. Управління цукровим виробництвом в умовах невизначеності на прикладі ділянки очищення дифузійного соку / І. І. Пархоменко, А. П. Ладанюк, В. Д. Кишенько // Наукові праці УДУХТ. – 2001. – №9 – С. 37-38.

					ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		53

13. Иванец В. Н. Процессы и аппараты пищевых производств : [учебное пособие] / В. Н. Иванец, И. А. Бакин, С. А. Ратников. – Кемеровский технологический институт пищевой промышленности. – Кемерово, 2004. – 180 с.
14. Таубман Е. И. Выпаривание / Таубман Е. И. – М. : Химия, 1982, – 326 с.
15. Пат. 38661 Україна, МПК А 61 В 5/00. Спосіб діагностики зміни функціонального стану робітників сільськогосподарського виробництва / П. В. Волошин, В. І. Сухоруков, І. А. Сербіненко, О. М. Біневська, Ю. В. Бовт, О. М. Корсунов, Л. П. Забродіна, С. А. Ляшенко, І. С. Біляєва. – Заявл. 01.07.2008; Опубл. 12.01.2009; Бюл. № 1. – 4 с.
16. Бахмаш М. І. Буряковий цукор технології виробництва / М. І. Бахмаш, М. І. Ігнат'єв, І. А. Вітківський. – Кам'янець – Подільський : Абетка – НОВА, 2004. – 372 с.
17. Хоменко Т. Д. Сучасні схеми та обладнання для переробки цукрових буряків. Транспортування, очищення, отримання стружки і дифузійного соку: [навч. посіб.]. / Хоменко Т. Д. – К. : Сталь, 2006. – 240 с.
18. Луцька Н. М. Дослідження та синтез оптимальних регуляторів для систем автоматизації технологічних комплексів неперервного типу : автореф. дис. канд. техн. наук : спец. 05.13.07 “Автоматизація технологічних процесів” / Н. М. Луцька. – К., 2006. – 16 с.
19. Іванілов О. С. Економіка підприємства : [підручник] / Іванілов О. С. – К. : Центр учбової літератури, 2009. – 728 с.
20. Методические рекомендации по определению экономической эффективности мероприятий, направленных на ускорение научно-технического прогресса. – М.: Экономика, 1988. – 54 с.
21. Сущенко Г. А. Автоматизоване управління технологічним комплексом очистки дифузійного соку з урахуванням взаємодії підсистем : автореф. дис. канд. техн. наук : спец. 05.13.07 “Автоматизація технологічних процесів” / Г. А. Сущенко. – К., 1998. – 16 с.
22. Ладанюк А. П. Координація функціонування технологічних дільниць цукрового заводу з урахуванням задач прогнозування / А. П. Ладанюк, Н. А. Заєць, Л. О. Власенко, Н. М. Луцька // Вісник Вінницького політехнічного інституту. – 2006. – №6. – С. 112-115.
23. Сахарная свекла. Проблемы повышения технологических качеств и эффективности переработки / [общ. ред. Людмила Ивановна Чернявская]. – К. : Фитосоциоцентр, 2003. – 308 с.
24. Власенко Л. О. Автоматизоване управління підсистемами технологічного комплексу цукрового заводу з використанням методів діагностики і прогнозування : автореф. дис. канд. техн. наук : спец. 05.13.07 “Автоматизація технологічних процесів” / Л. О. Власенко. – К., 2010. – 21 с.
25. Системы автоматизации технологических процессов сахарного производства [Электронный ресурс] / О. Яковлев, С. Танцюра, А. Войтюк, Ю. Рудаков, С. Латышев, В. Волков, М. Рак, Н. Круглый // Пищевая промышленность. – 2000. – №1. – С. 44–53. Режим доступа до журн.: <http://www.cta.ru/cms/f/3666648.hdf>.

					<i>ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ</i>	Арк.
						54
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

26. Автоматизація технологічних процесів і виробництв харчової промисловості : [підручник] / А. П. Ладанюк, В. Г. Трегуб, І. В. Ельперін, В. Д. Цюцюра. – К. : Аграрна освіта, 2001. – 224 с.
27. Гатаулин А. М. Математическое моделирование экономических процессов в сельском хозяйстве / Гатаулин А. М. – М. : ВО Агропромиздат, 1990. – 431 с.
28. Орлов П. А. Обоснование цен на машины производственного назначения на основе учета их эффективности : [Научное издание] / П. А. Орлов, Н. И. Алдохина. – Харьков : Изд. ХНЭУ, 2004. – 212 с.
29. Горбатюк В. И. Процессы и аппараты пищевых производств / Горбатюк В. И. – М. : Колос, 1999. – 335 с.
30. Дідур В. А. Теплотехніка, тепlopостачання і використання теплоти в сільському господарстві / В. А. Дідур, М. І. Стручаєв (За заг. ред. В.А. Дідура). – К. : Аграрна освіта, 2008. – 233 с.
31. Горбатюк В. И. Процессы и аппараты пищевых производств / Горбатюк В. И. – М. : Колос, 1999. – 335 с.
32. Бабченко Е. А. Автоматизація і моделювання технологічних процесів відділення очищення дифузійного соку цукрового виробництва : автореф. дис. канд. техн. наук : спец. 05.13.07 “Автоматизація технологічних процесів” / Е. А. Бабченко.– О., 1998. – 15 с.
33. Ладанюк А. П. Анализ динамических характеристик наклонного шнекового экстрактора как объекта управления. / А. П. Ладанюк, Ф. В. Негода, Ю. А. Янченко. – К., 1985, – 32. – Деп. в УкрНИИНТИ 18.02.85, № 357-УК-85.

					<i>ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ</i>	Арк.
						55
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

ДОДАТКИ

Додаток А



Рисунок А.1 Дифузійний апарат

Черв'якові шнекові вали до дифузійного апарату ДС-12, ДС-12, ДС-8, ДС-8, є складовими частинами обладнання цукрової промисловості - дифузійного апарату ДС-12 (дифузора безперервної дії), призначеного для висолоджування бурякової стружки в процесі не вилучення цукру з бурякової стружки методом протиточної дифузії).

Усередині корпусу дифузійного апарату ДС-12, ДС-8 розташована транспортна система, що складається з двох паралельних обертових черв'ячних валів (шнеків) – лівих і правих, призначених для переміщення бурякової стружки з нижньої частини апарату у верхню частину апарату. Шнеки виконані у вигляді гвинтових безперервних смуг лівого та правого заходів і наводяться в обертання приводом, що складається з двох частин – нижній привод черв'ячних валів та верхній привід черв'ячних валів.

Матеріал виконання - вуглецева або нержавіюча сталь.

					ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		56



Рисунок Б.1 Кутовий шнек подачі буряків (з водороздільником), 6000 т/добу.
Матеріал виготовлення вала і стінок шнека - нержавіюча сталь. Габарити шнека: 1600*8000*1700мм. Діаметр вала – 1500мм. Маса – 11500 кг

					ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ	Арк.
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		57



Рисунок В.1 Мішалка вапнякового молока

Призначення (функція): Призначена для створення запасу вапняного молока, перемішування, вирівнювання густини та його дозрівання.

Принцип роботи: Вапняне молоко через патрубок подається в мішалку і перемішується за допомогою пристрою, що перемішує закріпленого на двох виносних підшипниках. Забір молока з мішалки проводиться через патрубок, гази відводяться через патрубок.

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДОННУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ

Арк.

58

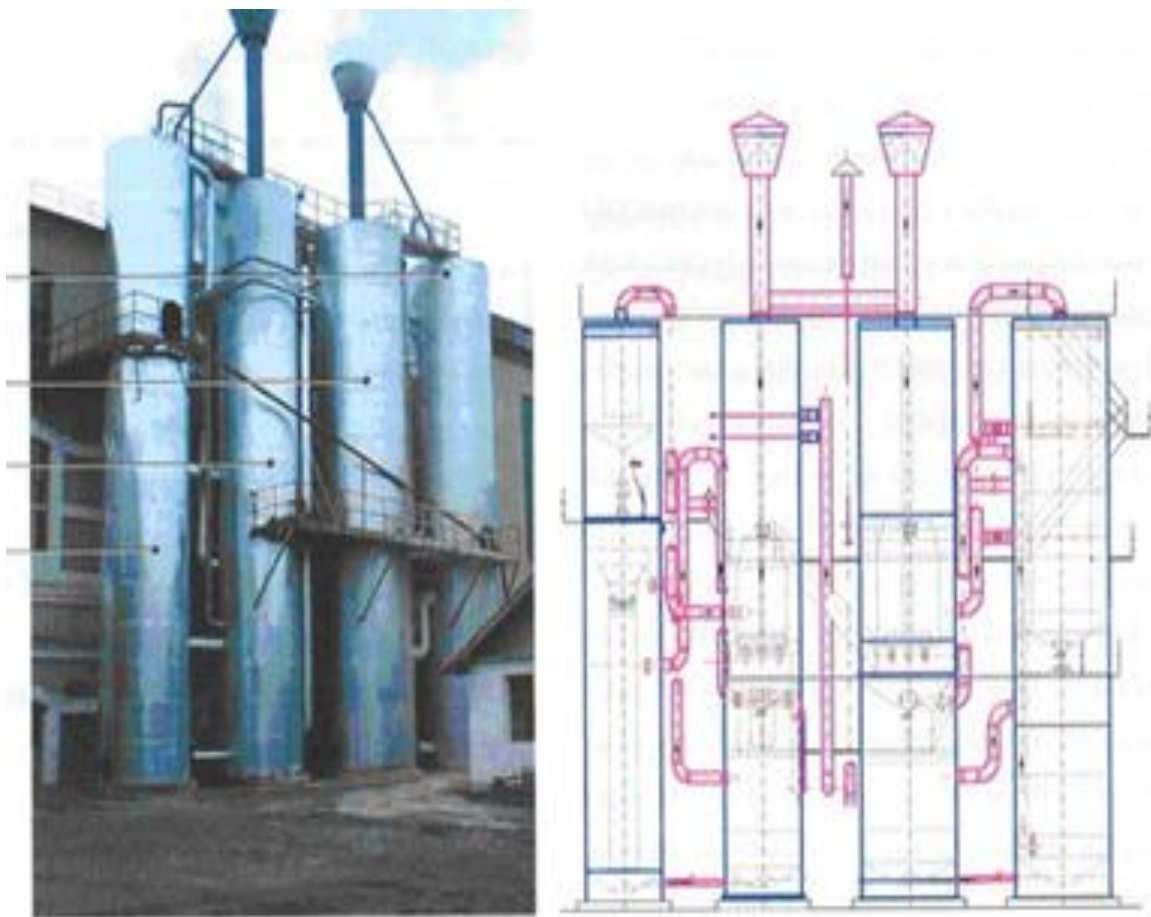


Рисунок Г.1 Комплекс для очистки дифузійного соку

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ

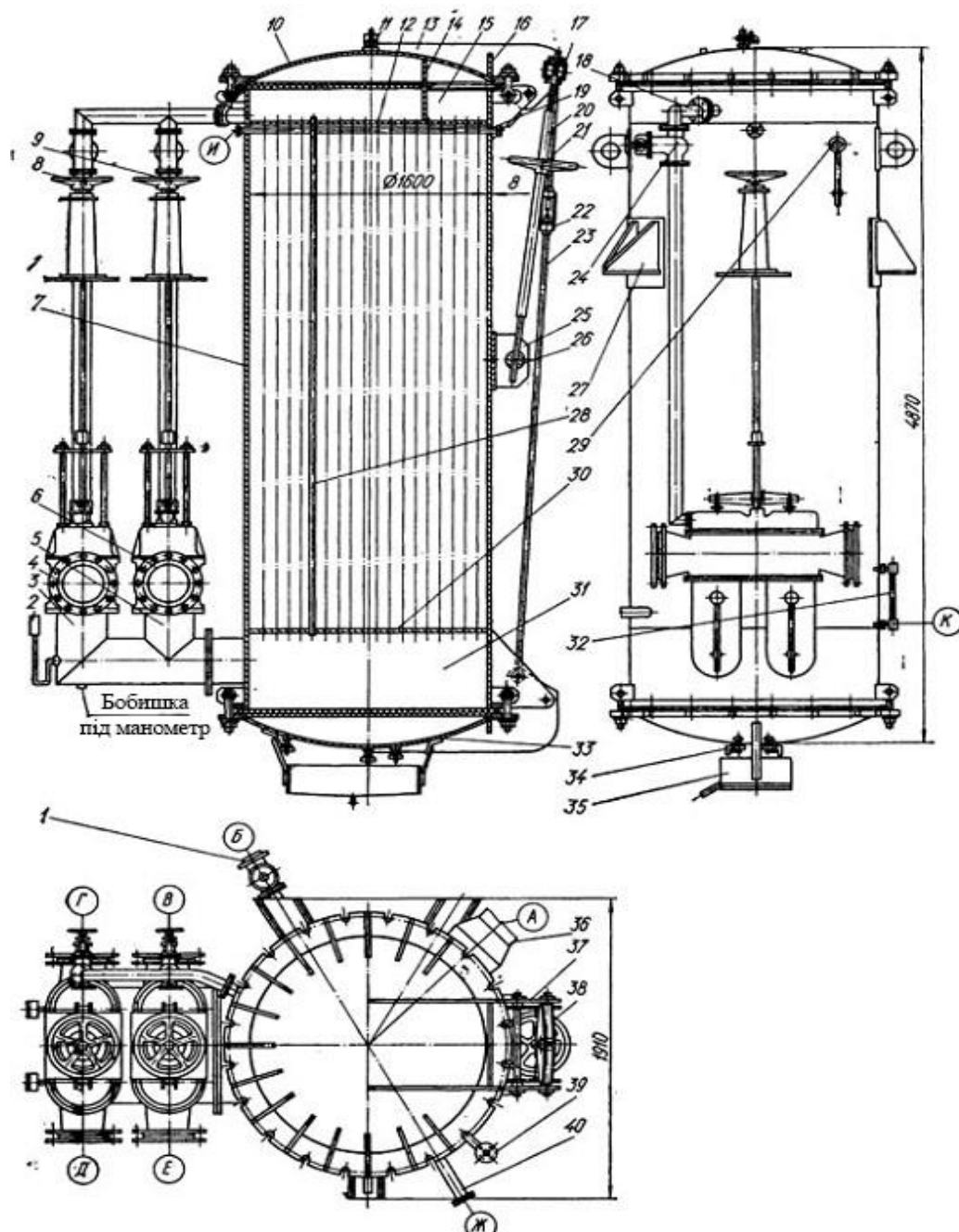


Рисунок Д.1 Підігрівач типу ПДС-10-300

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ

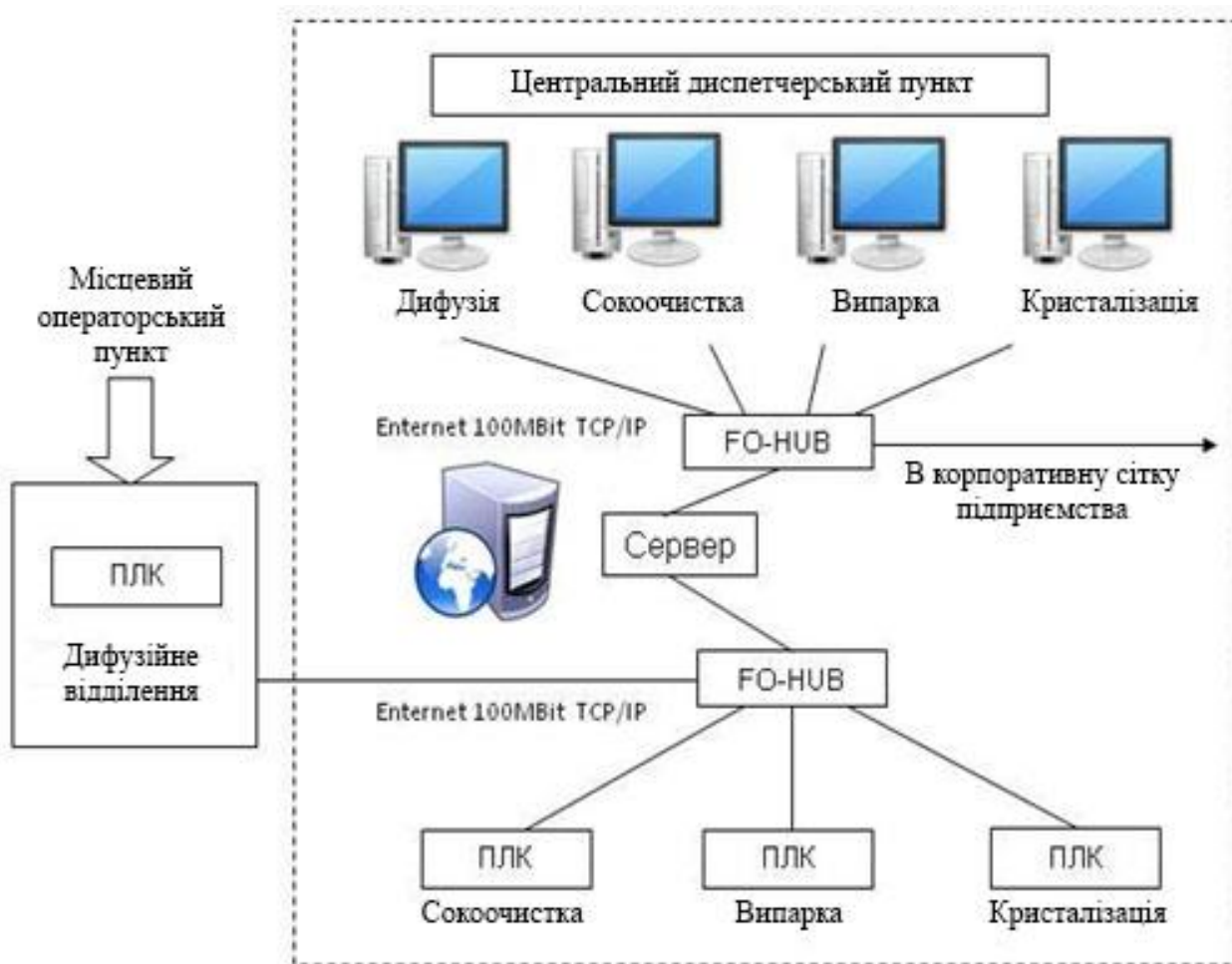


Рисунок Е.1 Структурна схема управління станціями



Рисунок Ж.1 Барабанный магнітний сепаратор БМ-400 для піску, цукрового піску, жому, борошна, скляної шихти

Основою роботи сепараторів серії БМ (сепаратор на постійних магнітах) є принцип поділу продукту, що сепарується, за магнітними властивостями за допомогою внутрішнього магнітного барабана в секторному виконанні. Цей барабан монтується нерухомо на рамі. Зовнішній барабан більшого діаметра - обичайка, приводиться в обертання за допомогою мотор редуктора. Оброблюваний матеріал через завантажувальну горловину подається безпосередньо на барабан, що обертається. Потрапляючи під дію потужного магнітного поля, феромагнітні частинки притягуються до поверхні барабана і утримуються там до моменту проходження обичайки магнітного сектора, далі магнітне поле зникає і феромагнітні частинки опадають окремо від основного потоку матеріалу спеціальний контейнер.

					<i>ДонНУЕТ.133.зГМБ-20М.2021.ПЗ</i>	<i>Арк.</i>
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>		62

Д
одат
ок К

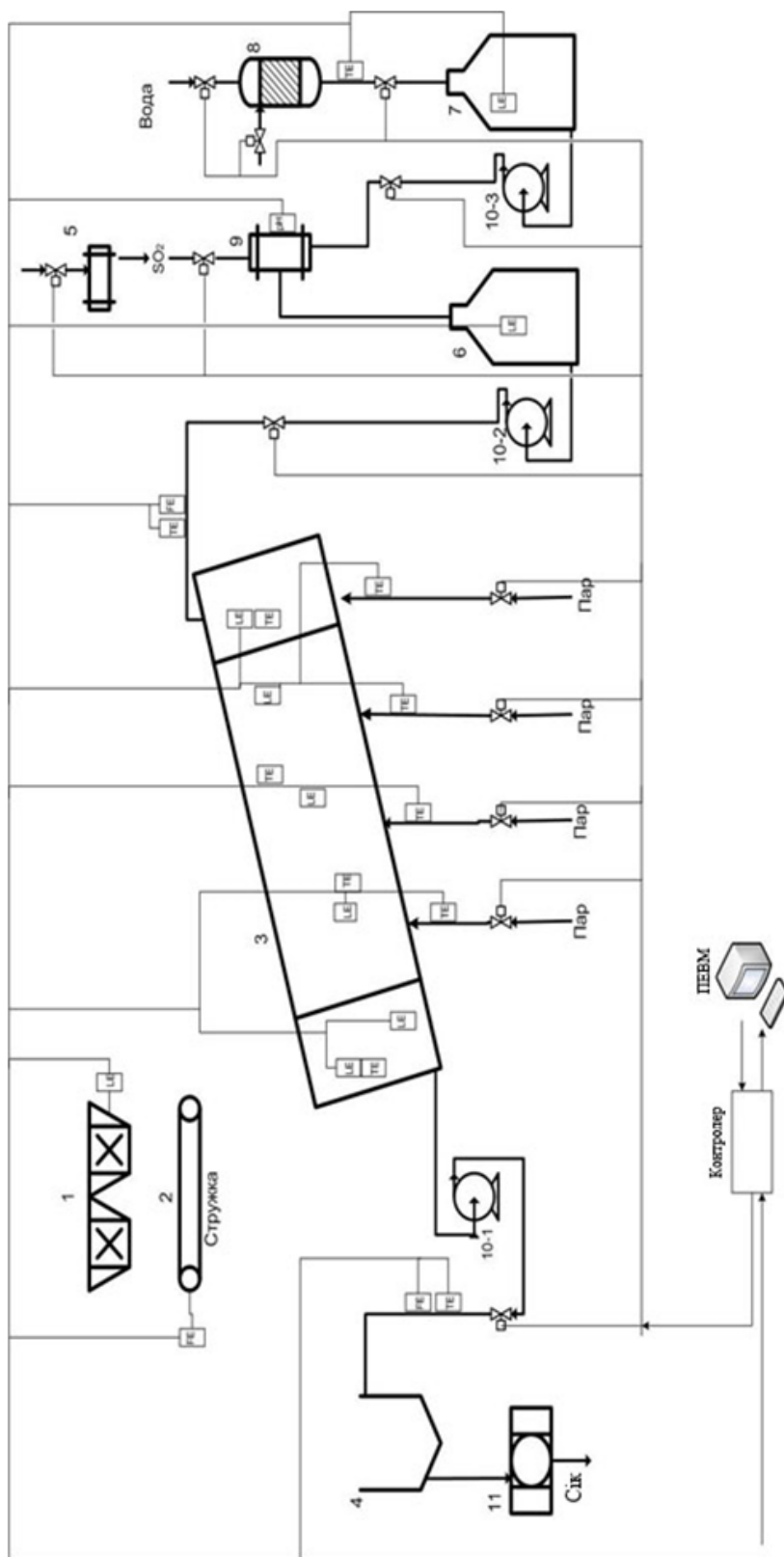


Рисунок К.1 – Структурна схема системи автоматизації технологічного процесу у дифузійному відділенні цукрового заводу: 1 – бурякорізки з бункером буряків; 2 – стрічковий конвеєр; 3 - дифузійний апарат ДС-8; 4 – бункер дифузійного соку; 5 – піч; 6 – збірка барометричної сульфатованої води; 7 – збірка барометричної води; 8 – підігрівач води; 9 – сульфідатор; 10-(1,2,3) – насоси; 11 - пульпопастка; LE – рівнемір; FE – витратомітр; TE – датчик температури; рН – метр

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата
-----	------	----------	--------	------