

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ

НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

Навчально-науковий інженерно-технічний інститут ім. акад. І.С. Гулого

Кафедра Теплоенергетики та холодильної техніки

«До захисту в ЕК»

«До захисту допущено»

Директор інституту

Завідувач кафедри

\_\_\_\_\_ Сергій БЛАЖЕНКО

\_\_\_\_\_ Валентин ПЕТРЕНКО

(підпис)

(ім'я та прізвище)

(підпис)

(ім'я та прізвище )

« \_\_\_ » \_\_\_ грудня \_\_\_ 2024 р.

« \_\_\_ » \_\_\_ грудня \_\_\_ 2024 р.

**КВАЛІФІКАЦІЙНА РОБОТА**

**НА ЗДОБУТТЯ ОСВІТНЬОГО СТУПЕНЯ МАГІСТРА**

зі спеціальності \_\_\_\_\_ 144 Теплоенергетика \_\_\_\_\_

(код та назва спеціальності)

освітньо-професійної програми Теплоенергетика та енергоефективні технології

на тему: Аналіз і вдосконалення конденсатного господарства як складової частини системи теплоенерговикористання цукрового заводу

Виконав: здобувач 2 курсу, групи ТЕ-2-10М

\_\_\_\_\_ Плахтієнко Олег Іванович \_\_\_\_\_

(прізвище, ім'я, по батькові повністю)

(підпис)

Керівник \_\_\_\_\_ Прядко Микола Олексійович \_\_\_\_\_

(прізвище , ім'я та по батькові повністю)

(підпис)

Рецензент \_\_\_\_\_

(ім'я та прізвище )

(підпис)

Я, як здобувач Національного університету харчових технологій, розумію і підтримую політику університету з академічної доброчесності. Я не надавав і не одержував недозволеної допомоги під час підготовки цієї роботи. Використання ідей, результатів і текстів інших авторів мають посилання на відповідні джерела.

\_\_\_\_\_ Плахтієнко О.І. \_\_\_\_\_

(підпис та прізвище здобувача)

Київ – 2024 р.

Освітній ступінь \_\_\_\_\_ магістр \_\_\_\_\_  
Спеціальність \_\_\_\_\_ 144 Теплоенергетика \_\_\_\_\_  
(код і назва)  
Освітньо-професійна програма Теплоенергетика та енергоефективні  
\_\_\_\_\_ технології \_\_\_\_\_

**ЗАТВЕРДЖУЮ**

**Завідувач кафедри ТЕХТ**

\_\_\_\_\_ проф. Петренко В.П.  
"01" жовтня 2024 року

**З А В Д А Н Н Я**  
**НА КВАЛІФІКАЦІЙНУ РОБОТУ ЗДОБУВАЧА**

Плахтійенка Олега Івановича

(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Тема роботи: Аналіз і вдосконалення конденсатного господарства як складової частини системи теплоенерговикористання цукрового заводу  
керівник роботи проф., док.техн.наук Прядко Микола Олексійович  
( прізвище, ім'я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)  
затверджені наказом закладу вищої освіти від "07"11.2022 року № 794-кс
2. Строк подання здобувачем роботи 07.12.2024 року
3. Вихідні дані до роботи матеріали переддипломної практики
4. Зміст пояснювальної записки (перелік питань, які потрібно розробити):
  1. Роль конденсатного господарства в тепловому циклі цукрового заводу.
  2. Потреби та вимоги до систем, які забезпечують відведення, збір та подальше використання конденсатів у практичних схемах конденсатоутворення.
  3. Системи відведення конденсатів: принципи побудови, еволюція та вимоги до обслуговування.
  4. Використання теплової енергії конденсатів у теплообмінних процесах цукрового виробництва.
  5. Розрахунок схеми теплоенерговикористання цукрового заводу з використанням теплоти конденсатів.
5. Перелік графічного матеріалу: презентація Power Point , (слайди)

6. Консультанти розділів роботи

| Розділ | Прізвище, ініціали та посада консультанта | Підпис, дата   |                  |
|--------|-------------------------------------------|----------------|------------------|
|        |                                           | завдання видав | завдання прийняв |
|        |                                           |                |                  |
|        |                                           |                |                  |
|        |                                           |                |                  |
|        |                                           |                |                  |
|        |                                           |                |                  |
|        |                                           |                |                  |
|        |                                           |                |                  |

7. Дата видачі завдання 10.10.2024

**КАЛЕНДАРНИЙ ПЛАН**

| № | Назва етапів виконання кваліфікаційної роботи | Строк виконання етапів роботи | Примітка |
|---|-----------------------------------------------|-------------------------------|----------|
|   | Отримання завдання на дипломний проект        | 10.10 - 15.10.2024            | Виконано |
|   | Аналіз літературних джерел                    | 16.10 - 04.11.2024            | Виконано |
|   | Виконання розділу №1 та №2 КР                 | 05.11 - 11.11.2024            | Виконано |
|   | Виконання розділу №3 та №4 КР                 | 12.11 - 20.11.2024            | Виконано |
|   | Виконання розділу №5 та №6 КР                 | 21.11 - 05.12.2024            | Виконано |
|   | Оформлення ПЗ, презентації                    | 06.12 - 12.12.2024            | Виконано |

**Здобувач** \_\_\_\_\_

(підпис)

Плахтійенко О.І.

(прізвище та ініціали)

**Керівник роботи** \_\_\_\_\_

(підпис)

Прядко М.О.

(прізвище та ініціали)

## ЗМІСТ

|                                                                                                                      |    |
|----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| Інформаційний блок.....                                                                                              | 8  |
| Перелік умовних позначень.....                                                                                       | 10 |
| Анотація.....                                                                                                        | 11 |
| Вступ.....                                                                                                           | 14 |
| 1. Загальна характеристика енергетичного комплексу цукрового заводу.....                                             | 15 |
| 2. Конденсатне господарство цукрового заводу.....                                                                    | 18 |
| 3. Проектування та експлуатація систем використання конденсатів при виробництві цукру.....                           | 18 |
| 3.1. Відведення конденсатів з нагрівних камер теплообмінного обладнання.....                                         | 21 |
| 3.2. Охолодження конденсатів шляхом їх каскадного перепуску в конденсатній схемі.....                                | 21 |
| 3.3. Повернення якісного конденсату в ТЕЦ для живлення парових котлів.....                                           | 23 |
| 4. Схема відведення і використання конденсатів.....                                                                  | 25 |
| 4.1. Відведення і збирання конденсатів на основі використання індивідуальних автоматичних конденсатовідвідників..... | 25 |
| 4.2. Схеми відведення і збирання конденсатів на основі гідравлічних колонок.....                                     | 30 |
| 4.3. Схема відведення конденсатів на збірники конденсатів.....                                                       | 35 |
| 4.4. Визначення кількості конденсатів в системі теплоенерговикористання цукрових заводів.....                        | 38 |
| 5. Конденсати, як джерела вторинних енергоресурсів.....                                                              | 40 |

|                                                                                                                 |    |
|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| 5.1. Теплота конденсатів головних корпусів ВУ як джерело ВЕР .....                                              | 40 |
| 5.2. Використання теплоти конденсату вторинної пари для<br>нагрівання соку.....                                 | 45 |
| 5.3. Нагрівання соку конденсатами останніх корпусів випарної установки.....                                     | 46 |
| 5.4 Використання конденсатів в якості живильної води для дифузійного<br>апарату.....                            | 47 |
| 6 . Розрахунок схеми теплоенерговикористання цукрового заводу з<br>використанням конденсатів.....               | 50 |
| 6.1. Вихідні дані для розрахунку.....                                                                           | 50 |
| 6.2. Визначення кількості напівпродуктів та продуктів на кожному із етапів<br>теплотехнологічного процесу ..... | 51 |
| Таблиця 6.1 Температурний режим на ВУ.....                                                                      | 53 |
| Таблиця 6.2 Кількість напівпродуктів та продуктів цукрового<br>виробництва.....                                 | 54 |
| 6.3. Тепловий розрахунок нахиленої шнекової дифузійної установки .....                                          | 58 |
| 6.4. Розрахунок витрати теплоти та пари при нагріванні напівпродуктів в<br>теплообмінних апаратах .....         | 60 |
| Таблиця 6.3 Витрата теплоти і пари на нагрівання напівпродуктів... ..                                           | 59 |
| 6.5. Визначаємо витрату пари на вакуум-апарати.....                                                             | 62 |
| 6.6. Задаємо витрату пари на інші споживачі.....                                                                | 63 |
| 6.7. Принципова схема повторного використання теплоти конденсатів .....                                         | 69 |
| 6.8. Створення таблиці відборів вторинної пари з технологічного<br>обладнання.....                              | 71 |
| Таблиця 6.4 Розподіл вторинної пари з корпусів ВУ .....                                                         | 72 |

|                                                                              |    |
|------------------------------------------------------------------------------|----|
| 6.9. Визначення продуктивності корпусів випарної установки.....              | 75 |
| 6.10. Складаємо таблицю конденсатів.....                                     | 75 |
| Таблиця 6.5 Розподіл конденсатів по збірниках конденсатів.....               | 76 |
| 6.11. Використання теплоти конденсату зі четвертого збірника конденсату..... | 82 |
| 6.12. Розрахунок енергоресурсів для потреб цукрового заводу .....            | 83 |
| 6.13. Забезпечення цукрового заводу технологічною парою.....                 | 86 |
| ВИСНОВКИ.....                                                                | 92 |
| Список використаної літератури.....                                          | 93 |

## ІНФОРМАЦІЙНИЙ БЛОК

### **Актуальність дослідження.**

Дослідження шляхів відведення, збору та використання конденсатів в цукровому виробництві є актуальним завданням для підвищення енергоефективності галузі. Вивчення можливостей раціонального використання теплоти конденсатів в цукровому виробництві є важливим напрямком наукових досліджень.

### **Зв'язок дослідження роботи з науковими програмами.**

Робота виконана у відповідності плану НДР кафедри теплоенергетики та холодильної техніки НУХТ на 2024 р.

### **Мета дослідження.**

Визначити оптимальні теплотехнологічні рішення для збору, транспортування та ефективного використання теплоти конденсатів, що утворюються в процесі виробництва цукру.

### **Завдання дослідження.**

Дослідити систему відведення конденсату з теплообмінного обладнання цукрового заводу. Це включає аналіз компонентів систем, їх взаємодії між собою та оптимізацію роботи з метою ефективного відведення, транспортування та використання конденсату.

### **Об'єкт дослідження.**

Системи безперебійного відведення, збирання конденсатів та оптимального використання в технологічних процесах.

### **Предмет дослідження.**

Ефективне використання теплоти конденсатів цукрового заводу.

### **Практичне значення отриманих результатів.**

Отримані результати можуть бути використанні для аналізу та оптимізації реальних конденсатних схем цукрових заводів .

### **Особистий внесок магістранта.**

Магістрант:

Провів всебічний аналіз наукових праць, присвячених системам відведення та утилізації конденсату. На основі отриманих даних здійснив детальні розрахунки та провів порівняльний аналіз різних технологій, що можуть бути застосовані на цукровому заводі для ефективного використання теплової енергії конденсату.

### **Публікації.**

Публікації даної роботи на момент її захисту – відсутні.

### **Структура магістерської роботи.**

Дана магістерська робота складається із вступу, 6-и розділів та висновків. Обсяг роботи становить 90 сторінок, та містить 5-ть таблиць і 10 рисунків.

## ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ

ОУ- охолоджувальна установка

РОУ- редуційно-охолоджувальна установка

ВЕР – вторинні енергоресурси

ВУ – випарна установка

БК – барометричний конденсатор

ВА – вакуумний апарат

ТЕЦ – теплоелектроцентраль

ПК – пароструминний компресор

МК – механічний компресор

АКВ – автоматичний конденсатовідвідник

## АНОТАЦІЯ

**Плахтієнко О.І. Аналіз і вдосконалення конденсатного господарства як складової частини системи теплоенерговикористання цукрового заводу.** Спец. 144 Теплоенергетика, ОП Теплоенергетика та енергоефективні технології, НУХТ, Київ 2024.

Виробництво цукру – це складний технологічний процес, що включає в себе низку фізико-хімічних перетворень сировини (цукрового буряка) з метою отримання кінцевого продукту – кристалічного цукру. Теплотехнології відіграють ключову роль у виробництві цукру, забезпечуючи ефективність і якість цього процесу. Постійний розвиток технологій дозволяє підвищувати енергоефективність цукрових заводів. З огляду на високу енергоємність виробництва цукру, сучасні цукрозаводи прагнуть до впровадження енергозберігаючих технологій. Одним із таких напрямків це використання тепла конденсатів, що утворюються під час протікання теплотехнічних процесів виготовлення цукру.

Тепло конденсатів є цінним енергоресурсом у цукровому виробництві. Воно утворюється при конденсації пари в різних теплообмінних апаратах та випарних установка і може бути ефективно використане для підігріву технологічних рідин, що дозволяє знизити споживання первинних енергоносіїв. Чим вища температура конденсатів, тим ефективніше їх можна використовувати і чим більша кількість конденсатів, тим більше тепла можна використати. Правильна організація теплового господарства дозволяє максимально ефективно використовувати конденсати.

Аналіз існуючих конденсатних схем цукрових заводів підтвердив їх відповідність сучасним теплотехнологічним вимогам цукрового виробництва. Було визначено допустиму межу охолодження конденсатів з головних корпусів випарних установок, що повертаються в ТЕЦ. Показано, що переохолодження конденсатів нижче 100°C є енергетично недоцільним. Визначено оптимальні умови використання теплоти конденсатів та розраховано точну потребу в тепловій та електричній енергії для роботи заводу.

**Ключові слова:** гідравлічна колонка, автоматичний конденсатовідвідник, конденсат, збірник конденсату, кількість теплоти, пара вторинного скіпання.

## ANNOTATION

**Plakhtiyenko O.I. Analysis and Improvement of Condensate System as a Component of the Heat and Power Utilization System of a Sugar Factory. Specialty 144 Heat Power Engineering, OP Heat Power Engineering and Energy-Efficient Technologies, NUFT, Kyiv, 2024.**

Sugar production is a complex technological process involving a number of physicochemical transformations of raw materials (sugar beet) to obtain the final product - crystalline sugar. Heat technologies play a key role in sugar production, ensuring the efficiency and quality of this process. The constant development of technologies allows increasing the energy efficiency of sugar factories. Given the high energy intensity of sugar production, modern sugar factories strive to implement energy-saving technologies. One of such directions is the use of the heat of condensates formed during the heat processes of sugar production.

The heat of condensates is a valuable energy resource in sugar production. It is formed during the condensation of steam in various heat exchangers and evaporators and can be effectively used to heat process liquids, which reduces the consumption of primary energy carriers. The higher the temperature of the condensates, the more efficiently they can be used, and the greater the amount of condensates, the more heat can be used. Proper organization of the heat system allows for the most efficient use of condensates.

The analysis of existing condensate schemes of sugar factories confirmed their compliance with modern heat engineering requirements of sugar production. The permissible limit of cooling of condensates from the main bodies of evaporators returning to the CHP plant was determined. It is shown that overcooling of condensates below 100°C is energetically inefficient. The optimal conditions for using the heat of condensates were determined and the exact need for thermal and electrical energy for the plant's operation was calculated.

**Keywords:** hydraulic column, automatic condensate drain, condensate, condensate collector, amount of heat, secondary boiling steam.

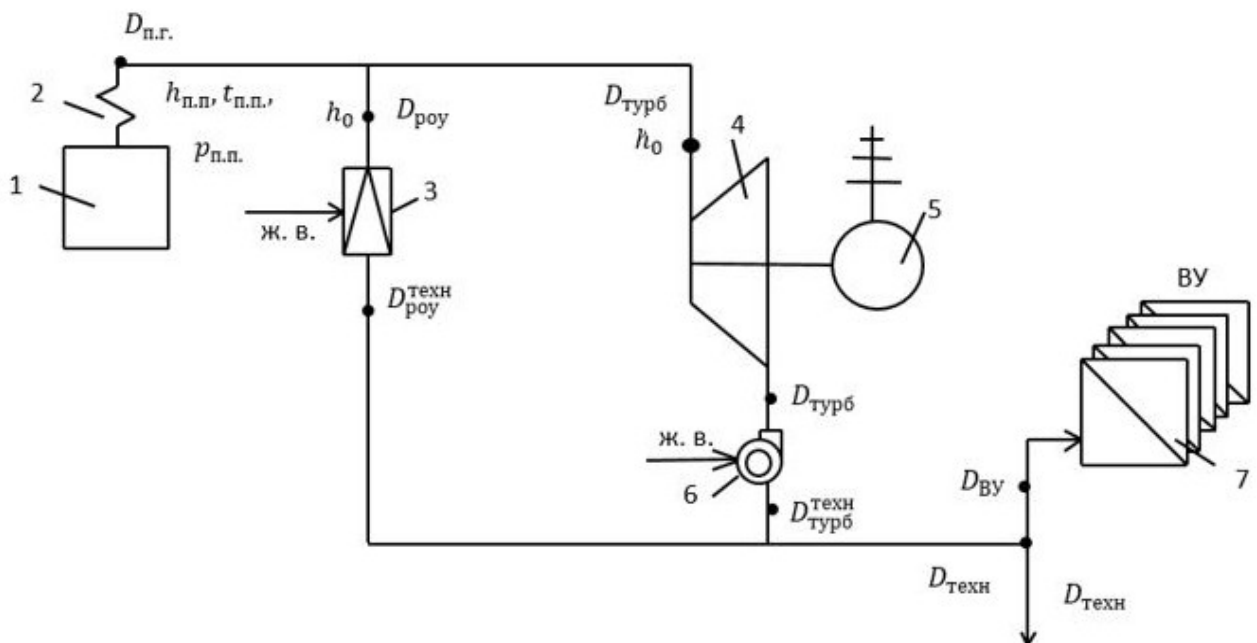
## ВСТУП

Аналіз конденсатного господарства цукрового заводу, проведений в магістерській роботі, виявив значну різноманітність конденсатів за кількістю, тепловим потенціалом та якістю. Причиною цього є наявність багатокорпусної випарної установки. Кожен корпус цієї установки є джерелом конденсату, кількість яких дорівнює числу корпусів. Крім того, додатковий конденсат утворюється при конденсації технологічної пари, що подається з теплової електроцентралі (ТЕЦ). Таким чином, загальна кількість теплових потенціалів конденсату на заводі визначається числом корпусів випарної установки та потенціалом технологічної пари з ТЕЦ.

У роботі проведено глибокий аналіз еволюції систем відведення конденсату, починаючи від індивідуальних схем з автоматичними конденсатовідвідниками на кожному теплообміннику і закінчуючи централізованими системами з гідравлічними колонками. Особливу увагу приділено порівняльному аналізу конструкцій гідравлічних колонок Нісснера та ЦИНС, включаючи детальний опис їх будови, принципів роботи та умов ефективного застосування в різних технологічних процесах. Обґрунтовано основні вимоги до таких систем з урахуванням технологічних особливостей виробництва. Детально розглянуто вплив використання пари самовипаровування конденсату на економічні показники розрахунок роботи систем в парної теплоенерго установки максимально ефективного використання теплової енергії конденсату як вторинного енергоресурсу. Наведено детальний тепловий баланс конденсатів в системі теплопостачання цукрового заводу. На основі вихідних даних виконано передбачає оптимізацію використання теплоти конденсатів, забезпечення необхідної кількості та якості конденсату для живлення парових котлів теплової електроцентралі (ТЕЦ) та використання конденсату для живлення дифузійної установки.

## РОЗДІЛ 1. ЗАГАЛЬНА ХАРАКТЕРИСТИКА ЕНЕРГЕТИЧНОГО КОМПЛЕКСУ ЦУКРОВОГО ЗАВОДУ

Виробництво цукру є енергомістким процесом. Для переробки однієї тонни буряків потрібно витратити від 220 до 300 кг технологічної пари та від 24 до 30 кВт·год електроенергії. Ці потреби задовольняються за рахунок власної теплоелектроцентралі (ТЕЦ). Основними споживачами теплової енергії на цукровому заводі є багатокорпусні випарні установки, які використовують технологічну пару, що виробляється на ТЕЦ.



**Рис.1. Принципова схема тепlopостачання цукрового заводу.**

1-Парогенератор, 2-пароперегрівник, 3– редуційно-охолоджувальна установка парової турбіни (РОУ), 4- парова турбіна, 5- електричний генератор, 6- охолоджуюча установка (ОУ), 7- багатокорпусна випарна установка цукрового заводу.

На рис.1 в найбільш узагальненому вигляді наведено основне обладнання, яке забезпечує виробництво технологічної пари для заводу, а саме:

1. Парогенератори ТЕЦ, що виробляють енергетичну пару з параметрами:

$h_{n,n}$  — ентальпія виробленої парогенераторами пари,  $\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$ .  $t_{n,n}$  —

температура перегрітої пари, °С, та її тиск  $p_{n,n}$  бар. В основному цукрові заводи оснащені барабанными вертикально-водотрубними, з природною циркуляцією парогенераторами, що виробляють енергетичну пару тиском 40 бар і температурою 450°С. Нормами технологічного проектування ТЕЦ цукрових заводів передбачені втрати тиску від вихідного колектора пароперегрівника парового котла до стопорного клапана парової турбіни у розмірі 5 бар та втрати теплоти, еквівалентні зменшенню температури перегрітої пари на рівні 15°С. В парогенераторі хімічна енергія палива перетворюється в теплову енергію, що відводиться з нього одержаною енергетичною парою.

2. Пароперегрівник парогенератора.

3. На вході в редукційно-охолоджувальну установку (РОУ) енергетична пара, що надійшла зі збірно-розподільчого колектору пари після парогенераторів, має початкові параметри: ентальпія  $h_0$ , тиск пари  $p_0 = p_{n,n} - \Delta p$ , бар, (де  $\Delta p$  — розрахункові втрати тиску енергетичною парою при її русі від парогенератора до РОУ і парової турбіни), температуру  $t_0 = t_{n,n} - 15$  дроселюється (редукується). В редукційному клапані РОУ тиск цієї пари зменшується до тиску пари, що виходить після парової турбіни,  $p_{\text{прот}}$ . Після того редукована пара охолоджується живильною водою (на схемі — ж.в.) після живильних насосів (ця вода має найбільший тиск, необхідний для її максимального подрібнення в спеціальних розпилюючих форсунках охолоджувальної установки) до стану сухої насиченої пари.

4. Парова турбіна, в якій теплова енергія пари перетворюється в механічну енергію обертання ротора турбіни.

5. Електричний генератор, в якому механічна енергія обертання ротора генератора (він жорсткою муфтою або через редуктор з'єднаний з ротором парової турбіни) перетворюється в електричну енергію.
6. Охолоджувальна установка, в якій перегріта пара, що виходить з проточної частини турбіни, по аналогії з РОУ, охолоджується до стану сухої насиченої пари, яка як технологічна пара подається в завод.
7. Багатокорпусна випарна установка - основний споживач технологічної пари, що надходить з ТЕЦ в завод.

Потреба заводу в технологічній парі  $D_{техн.}$  (її стан — суха насичена пара) може забезпечуватися:

1. Лише технологічною парою після ОУ турбіни  $D_{турб}^{техн.}$ , тоді  $D_{техн.} = \zeta D_{турб}^{техн.}$ . В цьому випадку турбогенераторна установка працює за тепловим графіком. В умовах вітчизняних цукрових заводів кількість електричної енергії, виробленої турбогенератором при його роботі за тепловим графіком, може перевищувати потребу заводу і надлишок електричної енергії варто направити в електричну мережу.
2. При роботі ТЕЦ за електричним графіком кількість технологічної пари після парової турбіни,  $D_{турб}^{техн.}$ , яка залежить від електричного навантаження турбогенератора, як правило менша потреби заводу в технологічній парі  $D_{техн.}$ . В цьому випадку різниця  $\Delta D_{техн.} = D_{техн.} - D_{турб}^{техн.}$  забезпечується роботою РОУ, після якої необхідно одержати пару у кількості  $\Delta D_{техн.} = \zeta D_{РОУ}^{техн.}$

## РОЗДІЛ 2. КОНДЕНСАТНЕ ГОСПОДАРСТВО ЦУКРОВОГО ЗАВОДУ

Теплоенергетичне господарство цукрових заводів базується на використанні водяної пари різного потенціалу. Кількість таких парових потоків безпосередньо залежить від кількості корпусів у випарній установці, оскільки з кожного корпусу відбирається вторинна пара для підігріву продуктів та вакуумної конденсації. До цього переліку необхідно додати ще один паровий потік - відпрацьовану пару з теплової електроцентралі (ТЕЦ), яка, як правило, подається в нагрівну камеру першого корпусу випарної установки та інші технологічні споживачі. Таким чином маємо справу з  $(n+1)$  потенціалами пари, що використовується в теплотехнології цукрового виробництва.

Це ставить завдання розробки оптимальних технологічних та теплоенергетичних рішень щодо утилізації конденсату, який утворюється в процесі конденсації нагрівної пари в рекупераційних теплообмінниках. Кількість конденсату, що утворюється в кожному такому теплообміннику:

$$D_{\text{конд}} = Q_{\text{під}}/q_{\text{конд}} \quad , \quad (2.1)$$

де  $Q_{\text{під}}$  - кількість теплоти, яку має отримати середовище, що нагрівається, кДж;

$q_{\text{конд}}$  - кількість теплоти, яка виділяється при конденсації нагрівної пари.

Вона дорівнює:

$$q_{\text{конд}} = h'' - h_{\text{конд}} \quad (2.2)$$

де  $h''$  - ентальпія сухої насиченої пари, що надійшла в нагрівну камеру теплообмінника, кДж/кг, визначається за тиском пари з таблиць теплофізичних властивостей водяної пари;

$h_{\text{конд}} = t_{\text{конд}} \cdot c$ , кДж/кг, ентальпія конденсату, що відводиться з теплообмінника, тут  $t_{\text{конд}} = t_{\text{конд}}'' - \Delta t_{\text{охл}}$

В свою чергу  $t_{\text{конд}}''$  - температура сухої насиченої пари, що надходить в нагрівну камеру,  $\Delta t_{\text{охл}}$  - охолодження конденсату при його стіканні по зовнішній поверхні вертикальних труб поверхні нагріву підігрівника.

В умовах пароконтактного підігріву, де пара безпосередньо контактує з нагрівальним середовищем і конденсується в ньому, питання утилізації конденсату не постає. Проте, в теплообмінниках з поверхнею нагріву, конденсат, що утворюється на поверхні труб, містить значну кількість теплової енергії. Для досягнення максимального ККД використання теплової енергії пари необхідно забезпечити повну її конденсацію в нагрівній камері та мінімізувати втрати пари з конденсатом. Це вимагає застосування ефективних конденсатовідвідних пристроїв та оптимальної організації системи відведення конденсату з урахуванням особливостей кожного теплового потоку. Очевидна потреба раціонального використання теплоти конденсатів,

$\Delta Q_{\text{конд}}$ , кількість якої обумовлена різницею початкової ентальпії конденсату на виході з теплообмінника,  $h_{\text{конд}} = t_{\text{конд}} \cdot c$ , і мінімальною ентальпією конденсату, з якою він виводиться з системи теплоенерговикористання. Якщо розглядати використання теплоти конденсатів в межах випарної установки, то мінімальна ентальпія конденсату визначається температурою вторинної пари в її останньому корпусі, тобто,  $t_{\text{п}}''$

Тоді матимемо: 
$$\Delta Q_{\text{конд}} = h_{\text{конд}} - c \cdot (t_{\text{п}}'' - \Delta t_{\text{ох}}'), \quad (1.3)$$

де:  $\Delta t_{\text{ох}}'$  - зменшення температури конденсату вторинної пари і-го корпусу ВУ через його охолодження на вертикальних трубах поверхні нагріву теплообмінника, що використовує цю пару як нагрівну.

Величина  $t_n$ " визначається температурним режимом на випарній установці.

Величина  $\Delta Q_{\text{конд}}$  використовується для нагрівання соку або утворення пари самовипаровування.

Одним з ключових питань у теплотехнології цукрового виробництва та енергетичному комплексі "завод-ТЕЦ" є раціональне використання конденсатів. Адже конденсати, завдяки своєму енергетичному потенціалу, кількості та якості, можуть бути ефективно використані для підвищення загальної енергоефективності виробництва. Якщо мова йде про теплообмінники, то їх теплову продуктивність визначають як:

$$Q_{\text{під}} = S \cdot c \cdot (t_{\text{кінц}} - t_{\text{поч}}), \text{ кДж} \quad (1.4)$$

де  $S$ ,  $c$  - кількість середовища, яке нагрівається кг(т), та його теплоємність кДж/кг·К;

$t_{\text{кінц}}$ ,  $t_{\text{поч}}$  - початкова та кінцева температури середовища, К.

Для випарних та вакуум-апаратів теплова продуктивність дорівнює:

$$Q_{\text{вип}} = W \cdot r, \text{ кДж},$$

де:  $W$  - кількість випареної води, кг,

$r$  - теплота пароутворення при тиску вторинної пари, кДж/кг.

## **РОЗДІЛ 3. ПРОЕКТУВАННЯ ТА ЕКСПЛУАТАЦІЯ СИСТЕМ ВИКОРИСТАННЯ КОНДЕНСАТІВ ПРИ ВИРОБНИЦТВІ ЦУКРУ**

Конденсатна система організовується таким чином, щоб забезпечити:

- відведення конденсатів з нагрівних камер;
- одержання пари самовипаровування;
- повернення конденсату в ТЕЦ для живлення парових котлів.

### **3.1. Відведення конденсатів з нагрівних камер теплообмінного обладнання.**

Умова надійного відведення конденсату без втрати з ним частини нагрівної пари є необхідною та обов'язковою і повинна бути забезпечена незалежно від конструктивної схеми відведення конденсатів.

### **3.2. Охолодження конденсатів шляхом їх каскадного перепуску в конденсатній схемі**

Метою даного процесу є отримання пари самовипаровування якомога вищого потенціалу. Кількість пари самовипаровування конденсату, яку можна одержати при охолодженні конденсату від початкової температури,  $t_{к.п.}$ , до кінцевої температури,  $t_{відт}$ , визначається за формулою:

$$e_i = G_k \cdot c_k \cdot (t_{кін} - t_{відт}) / r_{відт}, \text{ кг} \quad (2.1)$$

У цій формулі:

$G_k$  – сумарна кількість конденсату, що надійшла в збірник чи колонку конденсату, кг;

$r_{\text{відт}}$  - теплота пароутворення пари самовипаровування, що відповідає тиску (температурі насиченої пари) в точці конденсатної схеми, куди надходить пара самовипаровування.

Використання пари самовипаровування, яка має потенціал вторинної пари  $i$ -го корпусу,  $e_i$ , приводить до зменшення фактичного відбору вторинної пари з  $i$ -го корпусу випарної установки на таку ж величину  $e_i$ .

Тоді величина фактичного відбору вторинної пари з  $i$ -го корпусу,  $E_i'$  буде дорівнювати:

$$E_i' = E_i - e_i \quad (2.2)$$

Використання пари самовипаровування дозволяє зменшити витрати на підведення свіжої пари до випарної установки. Величина такого зменшення, яку ми позначимо як  $\Delta W$ , залежить від того, якими способами буде компенсуватися зниження продуктивності випарної установки, що виникає при використанні пари самовипаровування на величину:

$$\Delta W = i \cdot e_i \quad (2.3)$$

Використання пароструминного (ПК) або механічного компресора (МК), а також регулювання міжкорпусних перепусків пари дозволяє підтримувати стабільну продуктивність випарної установки (ВУ) навіть при використанні пари самовипаровування. В такому випадку зменшення витрати пари на випарну установку ( $\Delta D_{\text{ВУ}}$ ) буде дорівнювати кількості пари самовипаровування  $e_i$ , тобто:

$$\Delta D_{\text{ВУ}} = e_i \quad (2.4)$$

В разі, якщо перелічені вище способи компенсації зменшення продуктивності ВУ відсутні, сталість продуктивності ВУ може бути забезпечена додатковим надходженням з останнього корпусу ВУ вторинної пари в барометричний конденсатор,  $\Delta D_{\text{к}}$ . В зв'язку з цим маємо, що:

$$i \cdot e_i = n \Delta D_{\text{к}} \quad (2.5)$$

звідки  $\Delta D_k = i \cdot e_i/n$ . При цьому зменшення величини витрати пари на ВУ становитиме лише:

$$\Delta D_k = e_i - D_k = e_i - (i \cdot e_i/n) = e_i (n-i)/n . \quad (2.6)$$

Очевидно, якщо одержимо пару самовипаровування  $e_n$ , яка має параметри вторинної пари з  $n$ -го корпусу, тоді зменшення витрати пари на ВУ дорівнюватиме:

$$\Delta D_k = 0 \quad (2.7)$$

Чим вищий потенціал пари самовипаровування, яка утворюється при охолодженні конденсатів, тим більшою буде економія пари на випарній установці. Іншими словами, чим більше пари самовипаровування ми зможемо отримати, тим менше свіжої пари нам знадобиться для процесу випарювання.

### **3.3. Повернення якісного конденсату в ТЕЦ для живлення парових котлів**

Конденсатне господарство цукрового заводу має бути організоване таким чином, щоб забезпечити повну автономність ТЕЦ щодо джерела живлення. Це означає, що вся вода, необхідна для виробництва пари в парогенераторах ТЕЦ, повинна бути отримана шляхом повернення конденсату. Кількість поверненого конденсату має бути достатньою не тільки для виробництва технологічної пари для заводу, але і для покриття власних потреб ТЕЦ, таких як забезпечення мазутного господарства, проведення продувок, підтримання резерву живлення парових турбін тощо. З урахуванням певного запасу можна вважати необхідним повернення в ТЕЦ конденсату у кількості до (1,2-1,3)  $D_{\text{техн}}$ , де  $D_{\text{техн}}$  – витрата технологічної пари на випарну установку, на підігрівник соку перед ВУ останньої групи, сушарку цукру та інші можливі споживачі.

Конденсат, що повертається до парогенераторів, повинен бути максимально чистим, оскільки він використовується без додаткової очистки. Такий конденсат, як правило, утворюється в нагрівальних камерах першого корпусу випарної установки та в підігрівнику соку перед останньою групою

випарних апаратів. Його забруднення може статися лише у випадку пошкодження труб теплообмінних апаратів або їх кріплення в трубних решітках.

У випарному апараті 1-го корпусу попадання цукру в конденсат маловірогідно, оскільки при появі згаданих несправностей труб відбудеться проникнення нагрівної пари до соку, а не навпаки. Якість цього конденсату не залежить від режиму експлуатації 1-го корпусу ВУ.

Кількість конденсату, що утворюється в процесі виробництва, недостатня для повного забезпечення потреб ТЕЦ. Тому додатково використовується конденсат вторинної пари з першого корпусу випарної установки. Якість цього конденсату залежить від умов роботи випарної установки, зокрема від рівня соку в кип'ятільних трубках. При підвищеному рівні соку частина соку може потрапляти в парову камеру і забруднювати конденсат, який утворюється в наступних корпусах випарної установки. Ця обставина обумовила необхідність наявності 2-х комунікацій, по яким конденсат надходить в ТЕЦ. В одній трубі подається конденсат відпрацьованої пари, а в іншій – конденсат вторинної пари 1-го корпусу. Цим самим запобігається можливість забруднення цукром всього конденсату, який надходив би в ТЕЦ, за умови подачі суміші обох конденсатів, що повертаються в ТЕЦ, однією трубою.

Якість конденсату вторинної пари, що подається до теплової електроцентралі (ТЕЦ), ретельно контролюється на вміст цукру. Весь повернений конденсат з ТЕЦ надходить до деаератора для видалення розчинених газів. Рівень води в деаераторі підтримується за рахунок регулювання подачі конденсату вторинної пари з першого корпусу випарної установки. Раніше, для підтримання потрібного рівня води в деаераторі ТЕЦ, надлишковий конденсат вторинної пари повертали назад на завод по окремій трубі. Таким чином, між заводом та ТЕЦ було три труби для транспортування конденсату.

За сучасними схемами, рівень води у накопичувальному баку деаератора регулюється спеціальним клапаном на трубопроводі, що подає конденсат вторинної пари з першого корпусу випарної установки. Якщо змінити налаштування цього клапана, то рівень конденсату у відповідному збірнику на заводі також зміниться. Щоб підтримувати стабільний рівень, надлишковий конденсат з першого корпусу перенаправляється до наступного збірника другого корпусу. Завдяки цьому, відпала необхідність у додатковому трубопроводі для повернення конденсату з ТЕЦ на завод.

#### **РОЗДІЛ 4. СХЕМА ВІДВЕДЕННЯ І ВИКОРИСТАННЯ КОНДЕНСАТІВ**

Схеми збирання і відведення конденсатів слід виконувати таким чином, щоб в процесі експлуатації теплового господарства вони забезпечували і задовільняли вимоги:

- надійно відводити конденсат з тепловикористовувального устаткування;
- забезпечувати роздільну подачу конденсатів ретурної і вторинної пари 1-го корпусу ВУ необхідної кількості на збірники конденсату котельні або ТЕЦ;
- температура конденсату, що надходить в котельню або ТЕЦ, повинна відповідати температурі в деаераторі або в збірниках конденсату котельні або ТЕЦ з урахуванням втрат теплоти в лініях повернення конденсату;
- максимальне використання теплоти конденсатів у тепловій схемі підприємства за допомогою установок конденсатних підігрівачів і за рахунок максимального використання пари самовипаровування;
- конденсатна система повинна бути за можливості простою з мінімальною кількістю насосів, конденсатовідвідників, гідравлічних колонок і збірників конденсату. [5, ст.312-313]

#### 4.1. Відведення і збирання конденсатів на основі використання індивідуальних автоматичних конденсатовідвідників

Принципова схема відведення і збирання конденсатів на основі використання індивідуальних автоматичних конденсатовідвідників (АКВ), наведена на рис. 4.1:

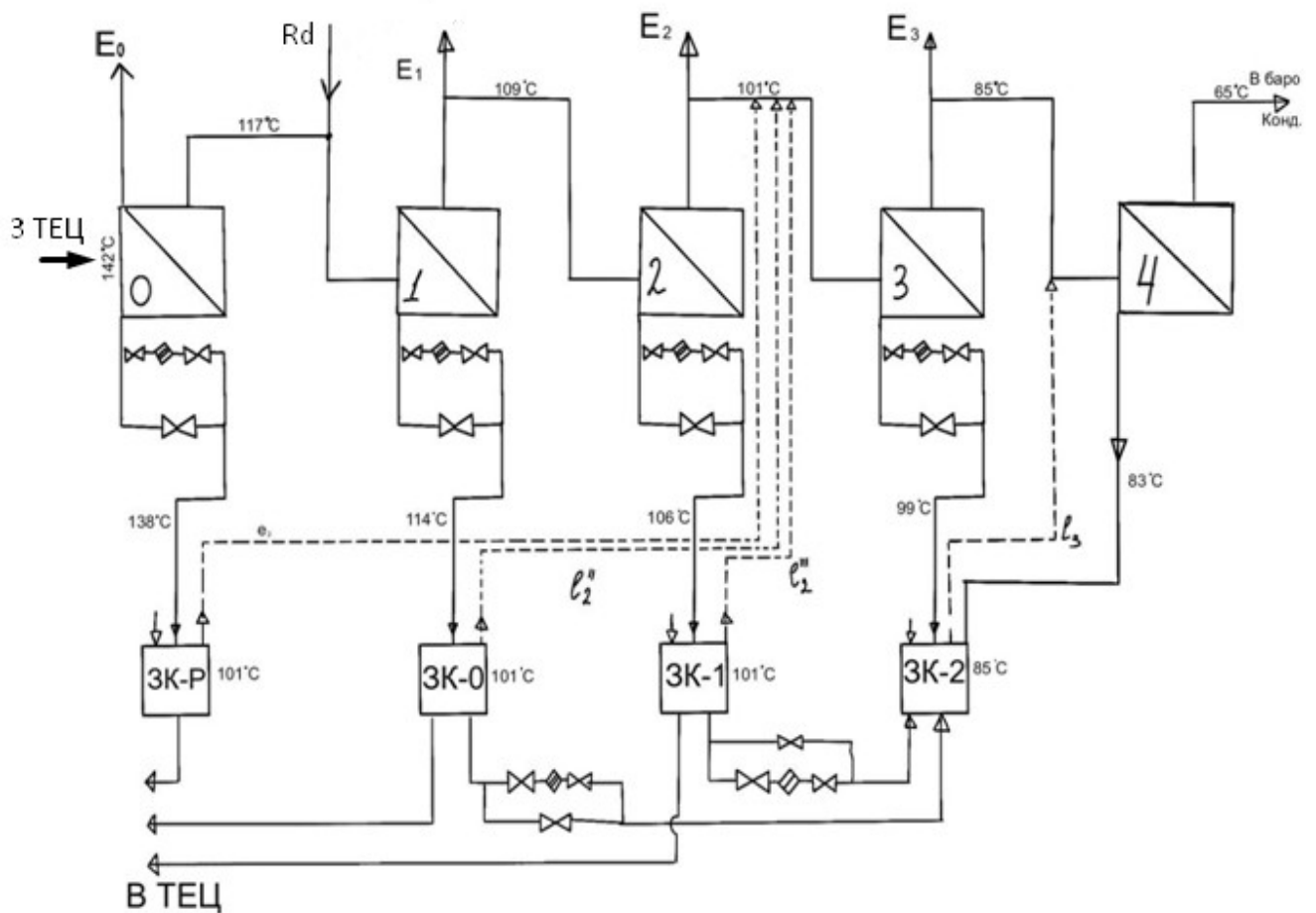


Рис. 4.1. Принципова схема відведення конденсатів в 4-х корпусній ВУ з 0-корпусом на базі АКВ.

ЗК-Р, ЗК-0, ЗК-1, ЗК-2 – збірники конденсатів відпрацьованої пари, вторинної пари, відповідно, 0, 1, 2 та 3 – корпусів ВУ.

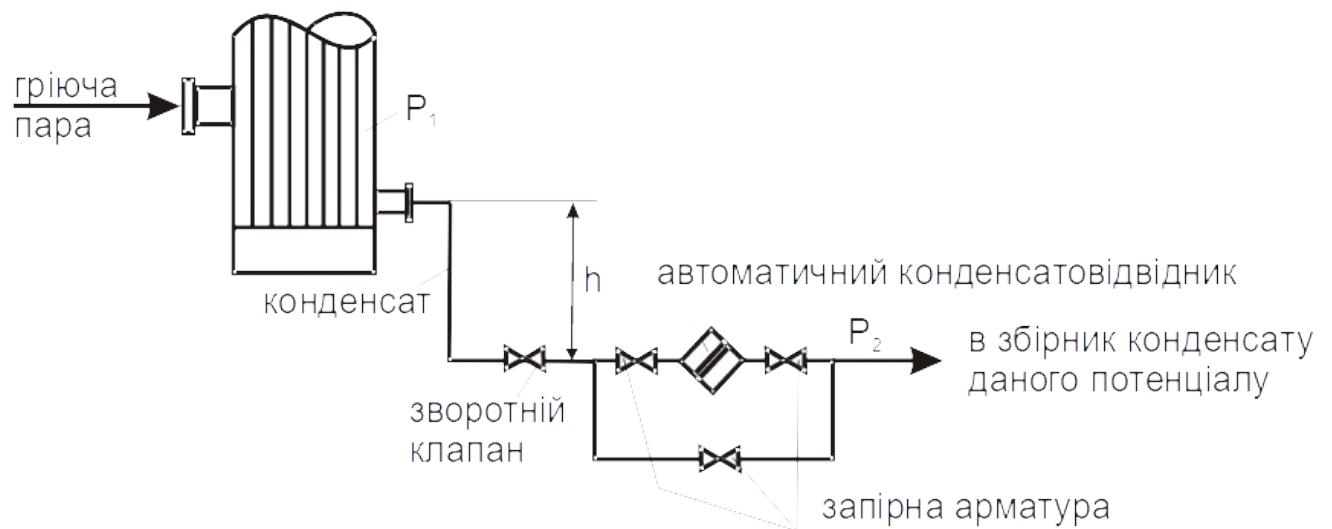
Конденсат відводиться після кожного випарного апарату, підігрівника і вакуум-апарата через автоматичний конденсатовідвідник (АКВ).

Принципова схема підключення автоматичного конденсатовідвідника (АКВ) наведена на рис. 4.2.

Обов'язковою умовою роботи конденсатовідвідника є наявність перепаду тисків конденсату  $\Delta p$ , до,  $p_1$ , і після нього,  $p_2$ , тобто:

$$\Delta p = p_1 - p_2 \quad (4.1)$$

Зворотний клапан у системі відведення конденсату захищає підігрівник від надмірного тиску. Коли підігрівник вимикають, тиск у ньому знижується до



**Рис. 4.2. Схема підключення автоматичного конденсатовідводника.**

атмосферного. Зворотний клапан запобігає потраплянню конденсату з інших підігрівників, які мають такий самий потенціал, назад у цей підігрівник. Зазначена на рис. 4.2. висота стовпа конденсату  $h$  перед зворотним клапаном, необхідна для створення в процесі роботи гідростатичного тиску конденсату для підйому рухомого елемента зворотного клапану. При відсутності належного  $h$  можливе часткове заповнення конденсатом нагрівної камери теплообмінника. [1, ст.80]

Як показано на рис. 4.1 з випарних апаратів 0-3 корпусів конденсат через автоматичні конденсатовідвідники надходить у відповідні збірники, відведення пари самовипаровування з яких здійснюється за таким принципом:

- в збірник конденсату відпрацьованої пари ЗК-Р надходить конденсат цієї пари з нагрівної камери 0-корпусу з температурою біля 138°C. Відведення пари самовипаровування зі збірника ЗК-Р у кількості  $e_2''$  здійснено в трубопровід вторинної пари 2-го корпусу ВУ, а температура в цьому збірнику стане рівною 101°C (як підкреслювалось раніше, це майже оптимальна температура конденсату, що повертається в ТЕЦ);

- пара самовипаровування у кількості  $e_2''$ , яка утворюється в збірнику конденсату з 0 – корпусу (ЗК-0), з конденсату, що надійшов після АКВ з температурою 114°C і охолодився до температури 101°C, також відводиться в трубопровід вторинної пари 2-го корпусу. Весь конденсат зі збірника ЗК-0 відводиться в ТЕЦ.

Оскільки конденсату зі збірників ЗК-Р (його кількість невелика через мале навантаження 0-корпусу) та ЗК-0 може бути недостатньою для ТЕЦ, додаткова кількість конденсату для ТЕЦ відбирається зі збірника ЗК-1, куди через АКВ надходить конденсат з нагрівної камери випарного апарату 2-го корпусу з температурою біля 106°C, а також після підігрівників через АВК, що використовують як нагрівну вторинну пару з 1-го корпусу.

Пара самовипаровування у кількості  $e_2''$  зі збірника ЗК-1 відводиться також в трубопровід вторинної пари 2-го корпусу, забезпечуючи тим самим температуру конденсату в ЗК-1 на рівні 101°C.

Наступним збірником в схемі, є збірник конденсату вторинної пари 2-го корпусу ЗК-2. Сюди відводиться через АКВ конденсат вторинної пари 2-го корпусу ВУ, який, маючи первинну температуру біля 98°C, охолоджується до 85°C, утворюючи пару самовипаровування  $e_3'$ .

В збірнику ЗК-2 встановиться температура 85°C. В цей же збірник після відповідних АКВ надходить залишок конденсату вторинної пари 0-корпусу (якщо він буде в наявності з балансу конденсатів) та конденсат зі збірника ЗК-1, які, охолоджуючись від 101°C до 85°C, утворюють пару самовипаровування  $e_3$ .

В збірник ЗК-2 надходить самопливом конденсат з нагрівної камери 4-го корпусу ВУ, що має температуру біля 83°C та однаковий зі збірником ЗК-2 тиск. Установка окремого конденсатозбірника ЗК-3 для відведення в нього через АКВ конденсату вторинної пари 3-го корпусу вимагала б зробити відтяжку з ЗК-3 в трубопровід вторинної пари 4-го корпусу, охолоджуючи таким чином конденсат до 65°C та навантажуючи додатково барометричний конденсатор. Очевидно, що це недоцільно.

Багато років конденсатна система, яку розглянуто, успішно працювала в цукровій галузі, задовольняючи основні вимоги до конденсатних схем:

- надійне відведення конденсату з теплообмінної апаратури за умови кваліфікованого і надійного обслуговування АКВ;
- забезпечувала повернення в котельню конденсату необхідної кількості і якості;
- здійснювалось часткове каскадне охолодження конденсату з одержанням пари самовипаровування.

В той же час до недоліків такої системи слід віднести:

- наявність великої кількості АКВ, що вимагають постійного догляду і забезпечення надійної роботи.

Зі зростанням виробничих потужностей цукрових заводів та збільшенням площі нагрівальних поверхонь випарних апаратів виникла потреба у все більших діаметрах арматури для акумулюючих баків з живильною водою (АКВ). Проте промисловість не могла забезпечити виробництво арматури таких великих розмірів, що значно ускладнювало модернізацію виробництва. Крім того, велика кількість арматури (по три запірних органи та шість фланцевих з'єднань на кожен АКВ) призводила до значних витрат на обслуговування та ремонт. Зазначені вище обставини обумовили необхідність переходу до конденсатних схем зі зведеною до мінімуму кількістю АКВ, більш ефективним охолодженням конденсатів при їх каскадному перепуску і більш надійних при

роботі випарних установок в режимі накипоутворення на внутрішній поверхні кип'ятильних труб.

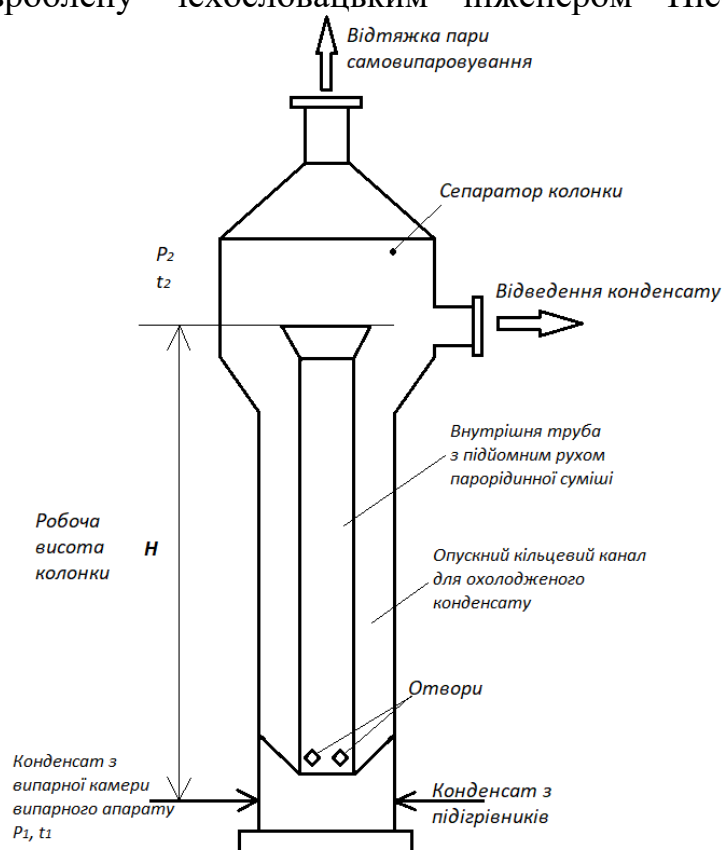
У зв'язку з модернізацією енергосистеми цукрових заводів, що супроводжувалася будівництвом нових ТЕЦ та реконструкцією існуючих, відбулися значні зміни у технології випарювання. Підвищення тиску технологічної пари дозволило відмовитися від нульового корпусу випарної установки (ВУ) та спрямувати відпрацьовану пару з ТЕЦ безпосередньо до першого корпусу ВУ.

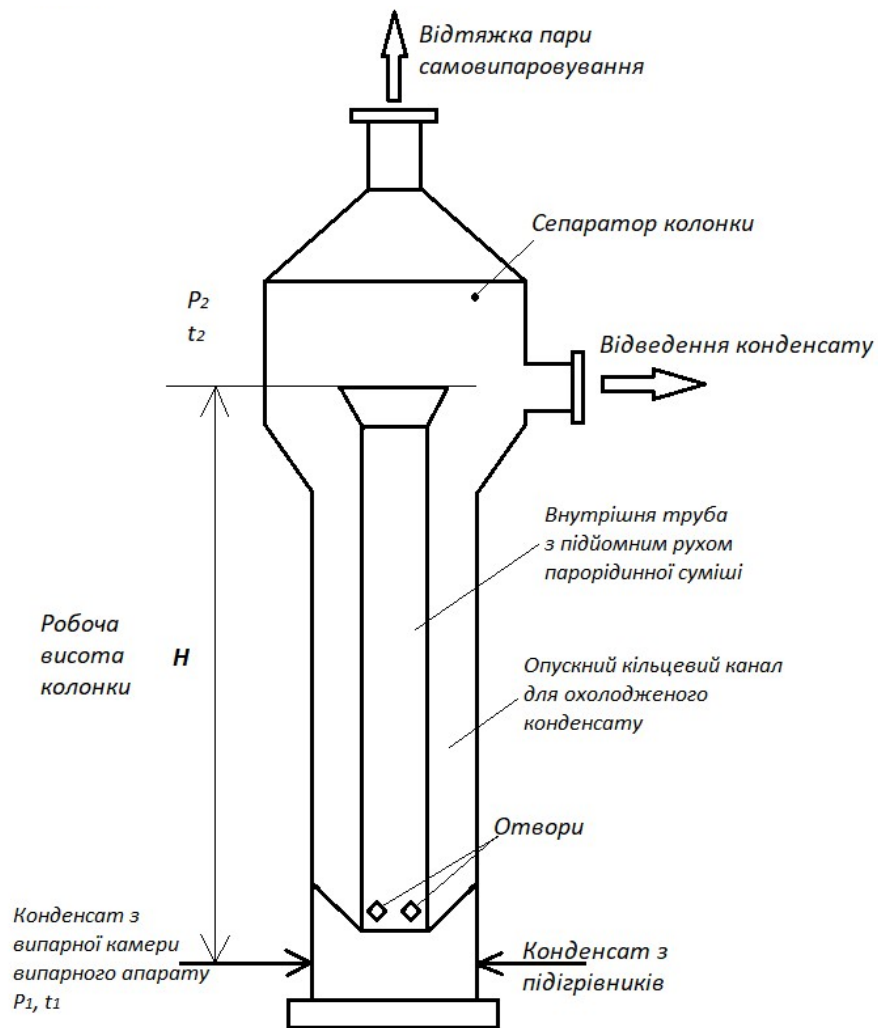
Також було ліквідовано останній корпус ВУ, що працював на барометричний конденсатор. В результаті, типова ВУ на цукрових заводах стала чотирьокорпусною з концентратором. Ці зміни дозволили спростити систему відведення конденсату: акумуляційні баки біля теплообмінних апаратів були ліквідовані, а конденсат самопливом відводився з нагрівних камер до відповідних пристроїв

#### 4.2. Схеми відведення і збирання конденсатів на основі гідравлічних колонок

Розглянемо будову та принцип функціонування гідравлічних колонок. Ще в 30-х роках минулого століття до СРСР імпортували гідравлічну колонку, розроблену чехословацьким інженером Нісснером. Схеми цієї колонки

зображена на рисунку 4.3.





**Рис. 4.3. Гідравлічна колонка інженера Нісснера (Чехословакія)**

Як і пізніші моделі, такі як колонка ЦІНЦ, колонка Нісснера виконувала функцію гідравлічного конденсатовідвідника, тобто гідравлічного затвора. Конденсат з випарного апарату та підігрівників, які використовували пару однакового тиску, збирався з усіх боків і подавався в нижню частину колонки. Задача колонки – «спрацювати» перепад тисків конденсату на вході колонки,  $p_1$ , до тиску в сепараторі  $p_2$ , який дорівнює тиску в тому місці теплової схеми випарної установки, куди відводиться пара самовипаровування, яка утворюється у внутрішній трубці колонки, і забезпечити проходження через колонку лише конденсату. Фактично  $p_1$  – це тиск пари в нагрівній камері

випарного апарату, звідки самопливом надходить конденсат, що має температуру на 2-3°C нижчу температури сухої насиченої пари при тиску  $p_1$ .

Тиск  $p_2$  – це тиск вторинної пари цього ж випарного апарату, яка надходить в нагрівну камеру наступного апарата.

Завдяки висоті  $H$ , зображеній на схемі, колонка створює гідравлічний бар'єр для парорідинної суміші. Оскільки на вході в трубу паромісткість дорівнює нулю, тобто суміш складається виключно з пари, вона не може подолати цей бар'єр і повертається назад. Тільки конденсат, який є важчою фракцією, може проникати всередину труби. Під час підйому суміші вгору тиск знижується, що призводить до переходу частини конденсату в пароподібний стан. Це відбувається в момент, коли температура конденсату досягає температури насичення за даного тиску. Внаслідок подальшого руху вгору, процес пароутворення триває, збільшуючи кількість парової фази в суміші. Виходячи з зазначеного робоча висота колонки визначається із залежності:

$$H \cdot \rho_{\text{сум}} \cdot g \geq (p_1 - p_2) - \Delta p_{\text{конд}} \quad (4.2)$$

Звідси:

$$H \geq \frac{(p_1 - p_2) - p_{\text{конд}}}{\rho_{\text{сум}} \cdot g} \quad (4.3)$$

В цих формулах:  $\Delta p_{\text{конд}}$  – втрата тиску конденсатом при його русі з нагрівної камери теплообмінника до внутрішньої труби колонки і при русі пароводяної суміші в підйомній трубі;

$\rho_{\text{сум}}$  – середня густина парорідинної суміші у внутрішній трубі.

Робоча висота колонки  $H$  безпосередньо залежить від тисків  $p_1$  та  $p_2$ , які визначаються температурним режимом випарної установки, а також від співвідношення кількості конденсату та пари, що утворюється в конструкції конденсатопроводу. Це співвідношення впливає на значення тиску конденсату  $p_{\text{конд}}$ , яке, в свою чергу, визначає середню густину двофазного потоку  $\rho_{\text{сум}}$  в підйомній трубі. Збільшення кількості конденсату при незмінній кількості пари

призводить до зменшення паровмісту суміші та, як наслідок, до збільшення середньої густини потоку  $\rho_{\text{сум}}$ . Це, як видно з формули для  $H$ , зменшує робочу висоту колонки. Для працюючої колонки, з її незмінними геометричними розмірами, важливо мати запас робочої висоти, який забезпечує надійність роботи колонки за умови роботи випарного апарата в режимі накипоутворення, коли зростає необхідна корисна різниця температур. Це приводить до зростання різниці  $p_1 - p_2$ , яка і компенсується запасом робочої висоти колонки.

Завдяки наявності циркуляційного контуру, який складається з приймальної камери, підйомної труби, сепаратора та опускного кільцевого каналу, колонка забезпечує додаткову робочу висоту. Охолоджений до температури  $t_2''$  конденсат рухається по цьому контуру, створюючи додатковий гідростатичний тиск. Рушійною силою руху конденсату в зазначеному циркуляційному контурі є різниця густини конденсату в опускному кільцевому каналі і середньої по висоті труби густини паро рідинного потоку.

В результаті через отвори в нижній частині внутрішньої труби до потоку свіжого конденсату з температурою  $t_{\text{конд}}$  підмішується охолоджений до температури  $t_2''$  конденсат із сепаратора колонки.

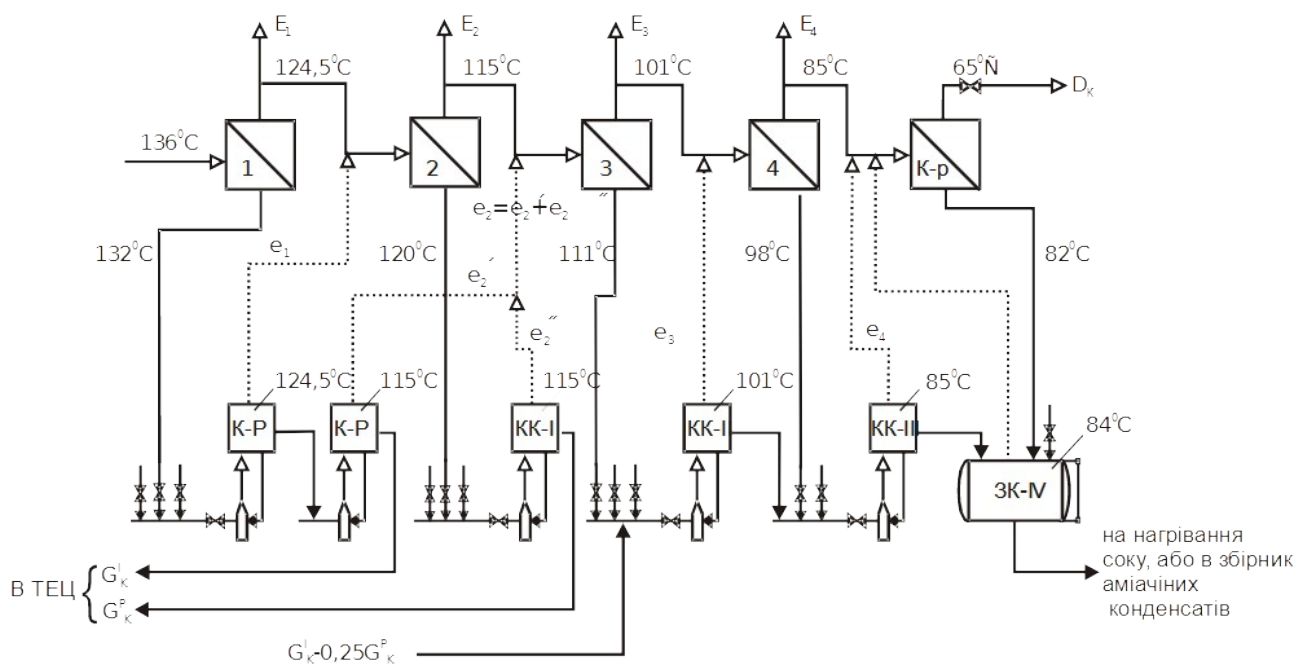
Це і забезпечує зростання середньої для підйомної труби густини паро рідинного потоку.

Під час проектування нових цукрових заводів передбачалась висота обслуговуваної зони в 7,2 метри. Однак, габарити гідравлічних колонок Нісснера, які планувалося встановити, перевищували цей ліміт. Виникла необхідність зменшити робочу висоту колонок, щоб їх можна було розмістити без додаткових конструкцій. Для збільшення густини двофазного потоку та, як наслідок, зменшення необхідної висоти колонки, пропонується вдосконалити циркуляційний контур конденсату. Зокрема, необхідно ліквідувати гідравлічні втрати, які виникають при проходженні охолодженого конденсату через отвори-прорізи в нижній частині підйомної труби. На рис. 4.4 наведено креслення гідравлічної колонки ЦІНЦ (Центральний Інститут Цукру), яка стала



колонку, передбачена засувка-регулятор. Цей елемент дозволяє змінювати втрату тиску  $p_{конд}$ , що особливо важливо при збільшенні відкладень накипу та зростанні різниці тисків  $p_1-p_2$ . Однак, враховуючи недосконалість запірної арматури та сезонність роботи персоналу, ефективність такого ручного регулювання є сумнівною.

На рис. 4.5 показана схема 4-х корпусної випарної установки з концентратором в якій реалізовано збір конденсатів за допомогою гідравлічних колонок розроблених в ЦНЦ.



**Рис. 4.5. Принципова схема відведення конденсатів в гідравлічні колонки. [1, ст.85]** К-Р - колонка конденсату відпрацьованої в ТЕЦ пари, К-В- колонка-випарник відпрацьованої пари, КК-1, КК-2, КК-3 - колонки конденсату вторинної пари, відповідно, першого, другого та третього корпусів ВУ, ЗК-4 - збірник конденсату вторинної пари 4-го корпусу ВУ.

Оскільки висота колонок розрахована на «спрацювання» перепаду тисків нагрівної і вторинної пари випарного апарату, то для зменшення температури конденсату відпрацьованої пари, що повертається в ТЕЦ, встановлюють колонку-випарник. Він «спрацьовує» перепад тисків на 2-ому корпусі ВУ, зменшуючи температуру конденсату, що повертається в ТЕЦ, до 115°C. Таку ж

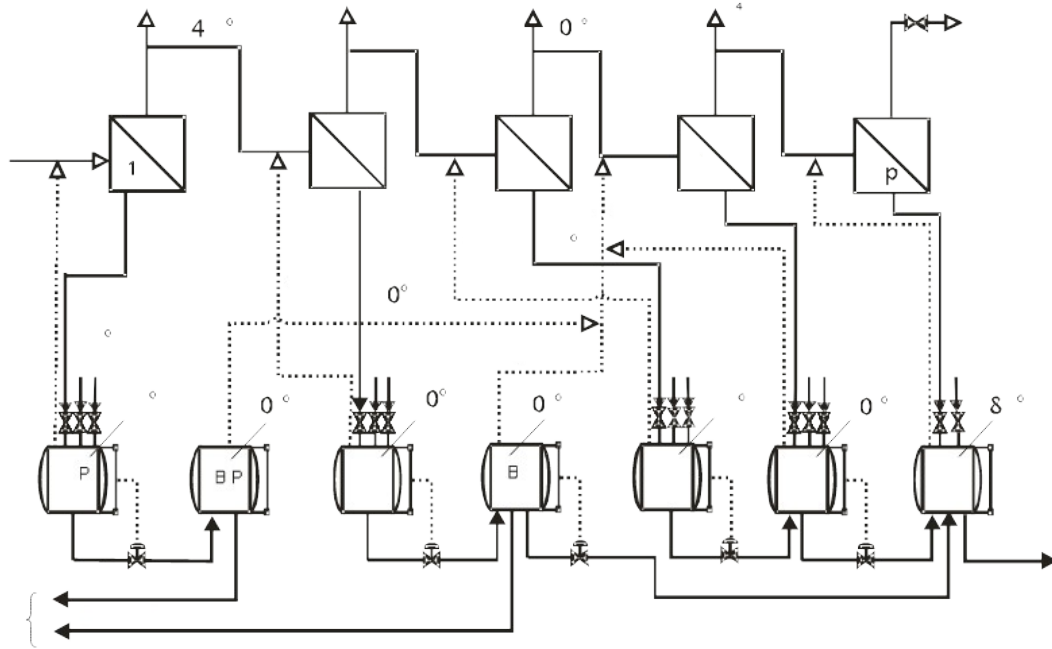
температуру має і конденсат вторинної пари 1-го корпусу, що також повертається в ТЕЦ.

Збільшення різниці тисків для підвищення теплової продуктивності вимагало збільшення робочої висоти гідравлічних колонок. Однак, з часом, особливо в корпусах з недостатньою площею нагріву, ця висота ставала недостатньою для ефективної роботи колонки. В результаті, порушувався гідравлічний режим, що призводило до проникнення пари в підйомну трубу разом з конденсатом.

Ця обставина стала вирішальною для відмови від використання таких колонок. На рис. 4.6 наведена принципова схема відведення конденсатів в збірники конденсатів на базі 4-х корпусної ВУ з концентратором.

#### **4.3. Схема відведення конденсатів на збірники конденсатів.**

Головною відмінністю системи відведення конденсату в збірники від системи з гідравлічними колонками є необхідність використання п'яти аварійних регуляторів рівня. Ці регулятори працюють в умовах перепаду тиску і відповідають за підтримання безпечного рівня конденсату в збірниках. Наявність імпортованих якісних (але, на жаль, дорогих) регуляторів дозволяє повністю виконати вимоги до конденсатних схем щодо відведення лише конденсатів, повернення в ТЕЦ конденсату необхідної кількості і якості, а також каскадного перепуску конденсату з одержанням пари само випаровування.



**Рис. 4.6. Принципова схема відведення конденсатів на збірники конденсатів.**

ЗК-Р, ЗВ-Р,— збірники конденсатів відповідно відпрацьованої пари та збірник-випарник, ЗК-1, ЗВ-1- збірник конденсату та збірник-випаровувач конденсату вторинної пари I-го корпусу. ЗК-II, ЗК-III, ЗК-IV - збірники конденсатів з 2-го, 3-го та 4-го корпусів ВУ.  $G_k^p$  – кількість конденсату відпрацьованої пари,  $G_k^1$  - кількість конденсату вторинної пари 1-го корпусу ВУ.  $e_p, e_1, e_2, e_3, e_4$  – пара само випаровування потенціалу відпрацьованої пари. [1,ст.86]

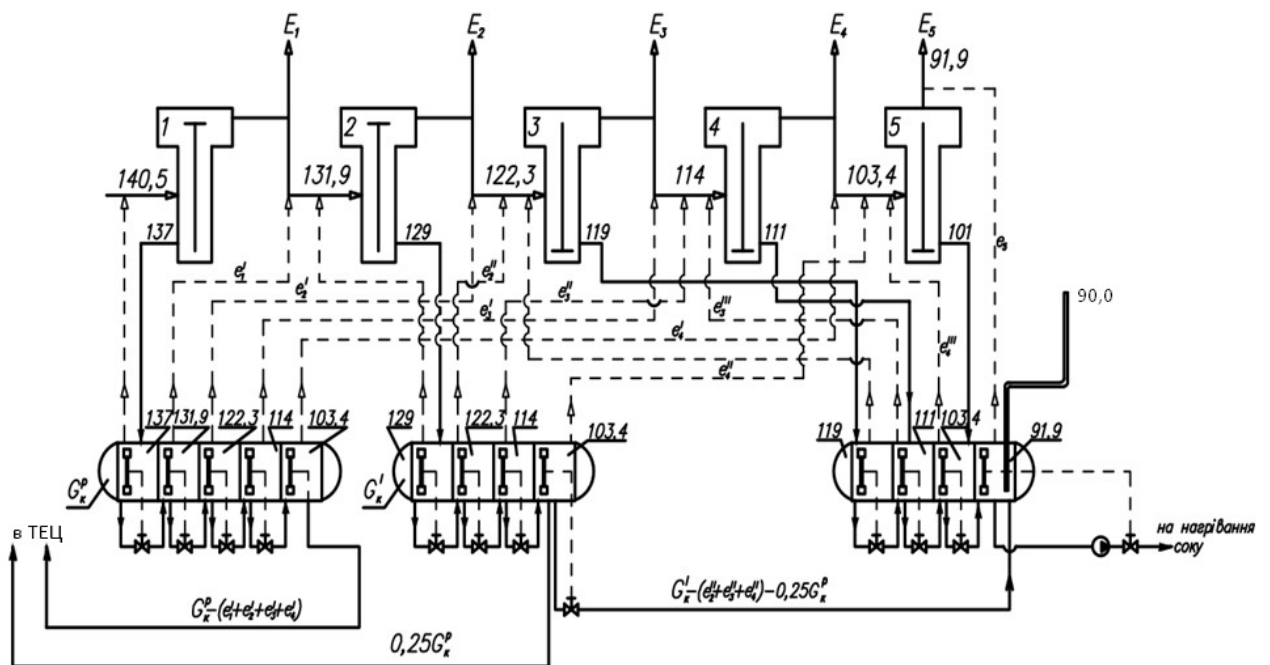
Широке застосування обробки киплячих соків у випарних апаратах антинакипінном, майже ліквідує потребу збільшення корисної різниці температур  $\Delta t_{кор} = t_{пара}'' - t_{кип}$ . Це зводить нанівець основну причину відмови від гідравлічних колонок на користь збірників – зростання  $\Delta t_{кор}$  за умов розмірів елементів накипо утворення. В той же час очевидно, що в конденсатній схемі на базі гідравлічних колонок фактично відсутні регулятори перепуску конденсатів, наявність і вихід з ладу яких іноді можуть зірвати стабільність роботи конденсатної схеми.

Повернення до використання гідравлічних колонок не є безпідставною ідеєю. Однак, перед прийняттям такого рішення необхідно провести детальний

аналіз геометричних параметрів цих колонок з урахуванням змін питомого об'єму пари в різних корпусах випарної установки.

Так, як рушійною силою для руху конденсату від нагрівної камери до колектора колонки, чи в збірник є сила гравітації (або земного тяжіння) для цих конденсатних схем важлива наявність різниці рівнів розташування штуцера відведення конденсату з нагрівної камери теплообмінника і рівня розташування колектора колонки чи входу конденсату в збірник.

Знайшли поширення в промисловості технічні рішення, що базуються на використанні окремих секційних збірників конденсату.



**Рис. 4.7. Схема відведення та збирання конденсатів за допомогою секційних збірників конденсату.**

Рисунок 4.7 демонструє приклад системи відведення конденсату з п'ятикорпусної випарної установки, яка працює за підвищених температур. Для збору конденсату використовується три секційні збірники, кожен з яких розділений на кілька окремих секцій. Перехід конденсату з однієї секції в іншу регулюється автоматичними пристроями, кількість яких залежить від загальної кількості секцій. Незважаючи на те, що на схемі 4.7 зображено лише 3 збірники, насправді вони розділені на 13 секцій, що функціонують як окремі

збірники. Така конструкція дозволяє ідеально реалізувати каскадний перепуск конденсату, забезпечуючи отримання пари з максимально високим потенціалом. Однак, обмежена площа під випарну установку унеможливило використання більшої кількості окремих збірників, що необхідні для ефективного охолодження конденсату. Спорудження таких секційних збірників конденсату вимагає високої якості монтажних-зварювальних робіт, з метою надійного убезпечення від можливого руйнування перегородок. Необхідно вживати заходи, щоб запобігти корозії внутрішніх елементів збірників протягом довготривалих щорічних неробочих періодів.

#### 4.3. Визначення кількості конденсатів в системі теплоенерговикористання цукрових заводів

В умовах роботи системи теплоенерговикористання цукрових заводів джерелами конденсатів пари різного потенціалу є:

- грійні камери випарних апаратів ВУ, звідки надходить конденсат у кількості  $D_{\text{конд}}^1$ , який дорівнює продуктивності ВУ:

$$D'_{\text{конд}} = \sum_{i=1}^n i E_i + n D_{\text{к}}; \quad (4.4)$$

- грійні камери рекуперативних теплообмінних апаратів, які споживають відпрацьовану пару та вторинну пару з корпусів ВУ.

Кількість конденсату з них дорівнює:

$$D''_{\text{конд}} = \sum_{i=1}^n E_i - \sum \delta E_i + D_{\text{інші}} - \delta D_{\text{інші}} \quad (4.5)$$

де:  $\sum \delta E_i$  -кількість вторинної пари з корпусів ВУ, конденсат якої не повертається в конденсатну схему (підігрівники змішування, пропарка вакуум-апаратів та інші);

$\delta D_{\text{інші}}$  - кількість конденсату відпрацьованої пари, яка не повертається з інших споживачів в конденсатну схему.

Загальна кількість конденсату, який надходить в збірники чи колонки, дорівнює:

$$D_{\text{конд}} = D'_{\text{конд}} + D''_{\text{конд}} = \sum_{i=1}^n (1+i) E_i + n D_k + D_{\text{інші}} - \delta D_{\text{інші}} - \sum \delta E_i. \quad (4.6)$$

Конденсат зі збірників чи колонок витрачається таким чином:

- повернення конденсату в ТЕЦ для живлення парових котлів:

$$G_k^{\text{пов}} = (1.2 \div 1.3) G_k^p \quad (4.7)$$

- використання конденсату як живильної води для дифузійної установки:

$$S_{\text{води}} = S_{\text{відк}} + S_{\text{ж}} - S_{\text{стр}} - S_{\text{ж.в.}} = S_{\text{відк}} + 800 - 1000 - S_{\text{ж.в.}} = S_{\text{відк}} - 200 - S_{\text{ж.в.}} \quad (4.8)$$

де:  $S_{\text{відк}}$  - величина відкачки дифузійного соку;

$S_{\text{ж.в.}}$  - кількість жомопресової води, яка надходить на живлення дифузійного апарату після жомових пресів;

$S_{\text{стр}}$  – витрата бурякової стружки;

$S_{\text{ж}}$  – вихід жому.

Решту конденсатів подають в збірник “аміачних” конденсатів, звідкіля вони використовуються на інші допоміжні технологічні потреби. [1, ст.94]

## РОЗДІЛ 5. КОНДЕНСАТИ, ЯК ДЖЕРЕЛА ВТОРИННИХ ЕНЕРГОРЕСУРСІВ

### 5.1. Теплота конденсатів головних корпусів ВУ як джерело ВЕР

При роботі в ТЕЦ деаераторів середнього або високого тиску, в яких робоча температура в головці деаератора становить 135 °С і вище, то вести мову про використання теплоти конденсатів головних корпусів випарної установки, які повертаються в ТЕЦ, немає підстав.

Зменшення споживання пари на ВУ, яке можна досягти, частково відбираючи теплоту від конденсату перед його поверненням в ТЕЦ за рахунок його охолодження до температури, нижчої робочої температури в деаераторі, пов'язане з необхідністю збільшення надходження такої ж кількості теплоти в деаераторну колонку з паром після ОУ та РОУ.

Таким чином, в теплоенергетичному комплексі завод-ТЕЦ енергоефективність таких заходів становила б «0».

Якщо в ТЕЦ експлуатуються деаератори атмосферного тиску, то можна відібрати певну кількість теплоти від конденсатів, що повертаються в ТЕЦ, охолоджуючи їх від початкової температури, яку вони мають у відповідних збірниках конденсатної схеми заводу,  $t_{\text{конд}}^{\text{поч}}$ , до 100 °С.

Оскільки робоча температура в деаераторах атмосферного тиску становить 104,8°С, а повернуті в ТЕЦ конденсати мають температуру лише 100°С, їх догрівання до необхідної температури відбувається за рахунок пари низького тиску, яка надходить з розширювачів безперервної продувки та дренажів низького тиску ТЕЦ. Необхідна кількість конденсату, який необхідно повернути в ТЕЦ, приблизно відповідає показнику (1,2-1,25)  $G_{\text{конд}}^{\text{рет}}$  і забезпечується всією кількістю конденсату відпрацьованої пари  $G_{\text{конд}}^{\text{рет}}$  та конденсатом вторинної пари I - го корпусу ВУ в кількості (0,2-0,25)  $G_{\text{конд}}^{\text{рет}}$ .

Розглянуте використання теплоти конденсатів з головних корпусів ВУ дозволяє зменшити відбір вторинної пари з відповідним потенціалом з  $i$ -тих корпусів ВУ на величину:

$$\Delta E_i = G_{\text{кконд}}^{\text{рет}} \frac{(t_{\text{кконд}}^{\text{поч}} - 100) \cdot C}{h_i^{\text{парі}} - h_i^{\text{кконд}}} + \frac{0.25 G_{\text{кконд}}^{\text{рет}} [(t_{\text{кконд}}^{\text{поч}})' - 100] \cdot C}{h_i^{\text{парі}} - h_i^{\text{кконд}}} \quad (5.1)$$

де:  $t_{\text{кконд}}^{\text{поч}}, (t_{\text{кконд}}^{\text{поч}})'$  - початкова температура конденсату в збірниках конденсату відпрацьованої пари та вторинної пари з першого корпусу, °С [1, ст.96].

$h_i^{\text{парі}}, h_i^{\text{кконд}}$  – ентальпія вторинної пари з  $i$ -го корпусу та її конденсату, кДж/кг.

У реальних конденсатних схемах конденсатом відпрацьованої пари нагрівають сік, що надходить в підігрівник першої групи перед ВУ, до температури 103-108°С.

За рахунок теплоти конденсату, кількість якої дорівнює:

$$Q_{\text{кконд}}^{\text{рет}} = G_{\text{кконд}}^{\text{рет}} \cdot (i - 100), \quad (5.2)$$

зменшується відбір вторинної пари другого корпусу ВУ на величину

$$\Delta E_2 = Q_{\text{кконд}}^{\text{рет}} / i \cdot h_2^{\text{к}}, \quad \text{кг}. \quad (5.3)$$

Зменшення відбору вторинної пари з  $i$ -того корпусу на величину  $\Delta E_i$  дає можливість зменшити витрату пари на ВУ.

Максимальне зменшення витрати пари на ВУ може дорівнювати абсолютному значенню зменшення відбору вторинної пари з відповідного корпусу,  $\Delta D_{\text{ВУ}}^{\text{max}} = \Delta E_i$ .

Треба мати на увазі, що зменшення відбору вторинної пари на  $\Delta E_i$  приведе до зменшення продуктивності ВУ на величину  $\Delta W_{\text{ВУ}} = i \cdot \Delta E_i$ , що недопустимо.

У системах регулювання продуктивності випарних установок, де використовуються пароструминні або механічні компресори, для збільшення продуктивності можна підвищити відбір вторинної пари на ці компресори. В

цьому випадку одержимо максимальне зменшення витрати пари на ВУ,  $\Delta D_{\text{ВУ}}^{\text{max}} = \Delta E_i$ . Такого ж результату можна досягти, зменшуючи величину перепуску пари, якщо регулювання продуктивності ВУ здійснюється міжкорпусними перепусками пари.

Якщо розглянуті вище можливості регулювання продуктивності ВУ відсутні або недоступні, зниження продуктивності можна компенсувати додатковим надходженням пари з останнього корпусу ВУ в барометричний конденсатор, яке має дорівнювати:

$$\Delta D_{\text{к}} = \frac{i \cdot \Delta E_i}{(n)}. \quad (5.4)$$

При цьому мінімальне зменшення витрати пари на ВУ дорівнюватиме:

$$\Delta D_{\text{ВУ}}^{\text{min}} = \Delta E_i - \Delta D_{\text{к}} = \Delta E_i - \frac{i}{n} \Delta E_i = \frac{n-i}{n} \Delta E_i \quad (5.5)$$

Охолодженням конденсату, що повертається в ТЕЦ, до температури, меншої 100°C, у теплообміннику конденсат-сік можливо додатково зменшити витрату пари на ВУ на  $\Delta D_{\text{ВУ}}$ . Але при цьому прийдеться збільшити відбір пари після парової турбіни та РОУ в деаератор на таку ж величину для догрівання охолодженого конденсату до 100°C.

Таким чином, в кращому випадку, витрата пари на технологічні потреби в комплексі завод-ТЕЦ може залишитися незмінною. Це пов'язано з тим, що зменшення споживання пари на технологічні потреби за рахунок зменшення відбору вторинної пари, що відповідає кількості теплоти, отриманої від додаткового охолодження конденсату,  $\Delta D_{\text{ВУ}}$ , компенсується відповідним збільшенням надходження пари в деаератор ТЕЦ на таку ж величину  $\Delta D_{\text{ВУ}}$  після парової турбіни та після РОУ.

Максимально можливе зменшення витрати пари на технологічні потреби дорівнює зменшенню відбору пари з  $i$ -го корпусу за рахунок глибокого охолодження конденсату, а саме:

$$\Delta D_{\text{техн}}^{\text{макс}} = \Delta E'_i = \frac{G_k^p (100 - t_{\text{пов}}^{\text{ТЕЦ}}) c_{\text{конд}}}{h_i - h_i^{\text{конд}}} + \frac{0,25 G_k^p [100 - (t_{\text{пов}}^{\text{ТЕЦ}})'] c_{\text{конд}}}{h_i - h_i^{\text{конд}}} \quad (5.6)$$

де:  $\Delta E'_i$  - зменшення відбору вторинної пари з  $i$ -го корпусу за рахунок охолодження конденсатів, що повертаються в ТЕЦ, до температури, нижчої  $100^\circ\text{C}$  - економічно доцільної температури поверненого в ТЕЦ конденсату,  $^\circ\text{C}$ ;

$t_{\text{пов}}^{\text{ТЕЦ}}$  - температура, до якої конденсати з головних корпусів охолоджуються перед поверненням в ТЕЦ,  $^\circ\text{C}$ ;

$h_i, h_i^{\text{конд}}$  - ентальпія вторинної пари  $i$ -го корпусу та її конденсату,  $\text{кДж} / \text{кг}$ ;

$c_{\text{конд}}$  - теплоємність конденсату,  $\text{кДж} / \text{кг} \cdot \text{K}$ .

Зрозуміло, що таку саму кількість відпрацьованої пари  $\Delta D_{\text{техн}}^{\text{макс}}$  після парової турбіни та РОУ подають у деаератор для нагрівання конденсату, який повертають на ТЕЦ до температури від  $t_{\text{пов}}^{\text{ТЕЦ}}$  і  $(t_{\text{пов}}^{\text{ТЕЦ}})'$  до  $100^\circ\text{C}$ .

У цьому разі споживання пари комплексом завод - ТЕЦ підтримується незмінним.

Слід зазначити, що зменшення витрати пари на технологічні потреби у розмірі  $\Delta D_{\text{техн}}^{\text{макс}}$  можливе, якщо зменшення продуктивності ВУ, через зменшення відбору вторинної пари з  $i$ -того корпусу, на величину

$$\Delta W_{\text{ВУ}} = i \cdot \Delta E'_i \quad (5.7)$$

може бути компенсоване без додаткового надходження пари в барометричний конденсатор, тобто, якщо наявна можливість регулювання продуктивності ВУ,  $W_{\text{ВУ}}$ , шляхом зменшення міжкорпусних перепусків пари або збільшенням відборів пари на пароструминний чи механічний компресори.

Якщо можливість застосування таких способів збільшення продуктивності ВУ на величину  $\Delta W_{\text{ВУ}}$  відсутня, то залишається можливість забезпечити зростання продуктивності додатковим надходженням пари в конденсатор в кількості  $\Delta D_k$ , яка визначається з рівняння:

$$n \cdot \Delta D_{\text{к}} = i \cdot \Delta E'_i, \text{ звідки } \Delta D_{\text{к}} = i \cdot \Delta E'_i / \dot{\omega} n. \quad (5.8)$$

Тоді витрата пари на технологічні потреби заводу зменшиться на величину:

$$\Delta D_{\text{техн}} = \Delta E'_i - \Delta D_{\text{к}} = \Delta E'_i - \frac{i \cdot \Delta E'_i}{n} = \frac{[n] - i}{[n]} \Delta E'_i, \quad (5.9)$$

В ТЕЦ на величину;

$\Delta D_{\text{тец}} = \Delta E'_i$  збільшиться відбір пари після ОУ турбіни і РОУ для догрівання додатково охолодженого конденсату в заводі на  $\Delta t'_{\text{конд}} = 100 - (t_{\text{конд}}^{\text{нов}} \dot{\omega})$ .

Тоді загальна витрата технологічної пари на комплекс завод-ТЕЦ зміниться на величину:

$$\Delta D_{\text{компл}} = \Delta D_{\text{тец}} - \Delta D_{\text{техн}} = \Delta E'_i - \dot{\omega} - \Delta D_{\text{к}} = \Delta D_{\text{к}} \quad (5.10)$$

Тобто, витрата пари на комплекс завод-ТЕЦ збільшиться на величину зростання надходження пари в барометричний конденсатор,

$$\Delta D_{\text{компл}} = \Delta D_{\text{к}} \quad (5.11)$$

Якщо при охолодженні нижче 100°C конденсатів, що повертаються в ТЕЦ, споживання пари комплексом завод – ТЕЦ залишається незмінним, то кількість пари, необхідної після турбін і РОУ, залишиться також колишньою, але споживання пари на технологічні потреби зменшиться на  $\Delta E_i$ . Це приводить до зменшення величини  $\delta D_{\text{техн}}$ , яка за цих умов дорівнюватиме:

$$\delta D'_{\text{техн}} = (D_{\text{техн}} - \Delta E_i) - (D_{\text{турб}} + D_{\text{РОУ}}) = \delta D_{\text{техн}} - \Delta E_i \quad (5.12)$$

тобто величина  $\delta D_{\text{техн}}$  зменшується на величину  $\Delta E_i$ , що додатково обмежує можливість навантаження пароструминних компресорів.

Викладене вище показує, що охолодження конденсату, що повертається на ТЕЦ, нижче 100 °С недоцільно.

Зниження споживання пари на ВУ може бути досягнуто тільки завдяки використанню теплоти конденсату, який надходить в ТЕЦ, при його

охолодженні до 100°C від початкової температури  $t_{\text{конд}}^{\text{поч}}$ , що відбирається з конденсатної схеми.

## 5.2. Використання теплоти конденсату вторинної пари для нагрівання соку

Можливим і доцільним може виявитись використання теплоти конденсату вторинної пари 1-ого корпусу для нагрівання соку перед 2-ою сатурацією від початкової температури  $t_{\text{поч}}^{\text{соку}} = 683^{\circ}\text{C}$  до кінцевої  $t_{\text{кінц}}^{\text{соку}}$ .

Кількість теплоти, яку можна відібрати від конденсату,  $Q_{\text{конд}}$ , визначається за формулою:

$$Q_{\text{конд}} = G_{\text{конд}} \cdot i \quad (5.13)$$

В цій формулі величини  $G_{\text{конд}}$  і  $t_{\text{поч}}^{\text{конд}}$  відомі зі схеми відведення, збирання і використання конденсату, а величина  $t_{\text{кінц}}^{\text{конд}} = 100^{\circ}\text{C}$ , виходячи з того, що частина цього конденсату після конденсатносокового підігрівника відбирається для повернення в ТЕЦ.

Таким чином величина  $Q_{\text{конд}}$  є визначеною для конкретного конденсатного господарства, а кінцева температура соку,  $t_{\text{кінц}}^{\text{соку}}$ , визначиться з рівняння теплового балансу підігрівника:  $S_{\text{соку}} \cdot i$ , а саме:

$$t_{\text{кінц}}^{\text{соку}} = t_{\text{поч}}^{\text{соку}} + G_{\text{конд}} \cdot i \cdot i. \quad (5.14)$$

Очевидно, що використання теплоти конденсату дозволить зменшити витрату вторинної пари з n-го корпусу ВУ на величину:

$$\Delta E_i = \frac{Q_{\text{конд}}}{h_i - h_i^{\text{конд}}},$$

а величина зменшення витрати пари на ВУ та умови, необхідні

для цього, визначаються аналогічно до розглянутого випадку використання теплоти конденсатів головних корпусів перед їх поверненням в ТЕЦ.

### 5.3. Нагрівання соку конденсатами останніх корпусів випарної установки

Початкова температура конденсату, який збирається в останньому резервуарі, залежить від конструкції системи і може коливатися від 85 до 100 °С. Така висока температура не дозволяє оптимально використовувати конденсат як живильну воду для дифузійної установки. Для підвищення ефективності процесу необхідно знизити температуру конденсату до 70 °С. Теплота, отримана при охолодженні конденсату від середньої температури  $t_{\text{конд}}^{\text{ост}}$  в збірнику до 70°С, є вторинним енергоресурсом. Оптимальним напрямком використання теплоти, отриманої при охолодженні конденсату, є її застосування для підігріву дифузійного соку або соку перед процесом гарячої дефекації у другому ступені багатоступеневого підігрівача (зазвичай їх чотири). Це дозволяє зменшити відбір вторинної пари з останнього корпусу ВУ, якою змушені були б нагрівати сік, на величину  $\Delta E'_n$ , що відповідає кількості використаної теплоти конденсату, тобто:

$$\Delta E'_n = G_{\text{конд}}^{\text{ост}} \frac{(t_{\text{конд}}^{\text{поч}} - 70) C_{\text{конд}}}{h_n^{\text{парі}} - h_n^{\text{конд}}}. \quad (5.15)$$

де  $G_{\text{конд}}^{\text{ост}}$  - це кількість конденсату, що виявилась в останньому збірнику конденсатної схеми, кг/тонну.  $h_n^{\text{парі}}$ ,  $h_n^{\text{конд}}$  – ентальпія вторинної пари з останнього корпусу та її конденсату.

Зменшення відбору вторинної пари з останнього корпусу на величину  $\Delta E'_n$  дозволяє зменшити витрату пари на ВУ.

Максимальне зменшення витрати пари на ВУ може дорівнювати абсолютному значенню зменшення відбору пари з останнього корпусу ВУ, тобто:

$$\Delta D_{\text{ВУ}}^{\text{max}} = \Delta E'_n. \quad (5.16)$$

Зменшення відбору пари з останнього корпусу привело б до зменшення продуктивності ВУ на величину

$$W_{\text{ВУ}} = n \cdot \Delta E_n' \quad (5.17)$$

Для підтримки сталої продуктивності обладнання при зменшенні відбору вторинної пари з ВУ необхідно вжити додаткових заходів. Зокрема, можна оптимізувати схему відбору пари з ВУ шляхом перенесення точок відбору на наступні корпуси ВУ, зменшення міжкорпусних перепусків або збільшення відбору пари на механічний чи пароструминний компресор. Реалізація цих заходів можлива за умови:

$$W_{\text{ВУ}} = \text{const.}$$

Мінімальне зниження витрати пари на ВУ відбувається за відсутності вищевказаних можливостей збільшення продуктивності ВУ і компенсації дефіциту продуктивності, який виникає, за рахунок збільшення надходження пари з останнього корпусу ВУ в барометричний конденсатор, який визначається з рівняння:  $\Delta W'_{\text{ВУ}} = n \cdot \Delta E_n' = n \Delta D_{\text{конд}}$ . Звідси маємо,

що  $E_n' = \Delta D_{\text{конд}}$ , тобто, надходження вторинної пари в барометричний конденсатор зростає на величину зменшення відбору за рахунок використання теплоти конденсату замість пари. Зменшення витрати пари на ВУ відсутнє:

$$\Delta D_{\text{ВУ}}^{\text{min}} = \Delta E_n' - \Delta D_{\text{конд}} = 0 \quad (5.18)$$

#### **5.4 Використання конденсатів в якості живильної води для дифузійного апарату**

Для екстракції цукру з цукрових буряків раніше використовували барометричну воду – природну воду високої якості. Ця вода підігрівалася в барометричному конденсаторі до 45°C, а потім додатково нагрівалася парою в підігрівнику, що входив до складу дифузійної установки, до необхідної для процесу дифузії температури 70°C. Заміна барометричної води на конденсат при вилученні цукру має такі позитивні наслідки:

- **Покращення якості продукту:** Конденсат, як хімічно чистий продукт, не вносить додаткових домішок у дифузійний сік, що спрощує процес очищення.
- **Зменшення витрат на енергоносії:** Відсутність необхідності нагрівати воду з 45°C до 65-70°C призводить до значної економії енергії.

Використання конденсату, охолодженого в конденсато-соковому підігрівнику до необхідних 70°C, виключає використання барометричної води в пароконтактному підігрівнику. Таким чином зменшується, витрата вторинної пари з останнього корпусу ВУ на величину  $\Delta E_n''$ , яку необхідно було б використати для нагрівання барометричної води. Її кількість визначається за формулою:

$$\Delta E_n'' = S_{\text{води}} \frac{(70-45) c_{\text{води}}}{h_n^{\text{парі}} - h_n^{\text{конд}}}, \quad (5.19)$$

необхідність нагріву такої ж, де: 70°C, 45°C - кінцева і початкова температури барометричної води, яку використовували як живильну воду для дифузійної установки;

$c_{\text{води}}$  – це теплоємність води, кДж/кгК;

$h_n^{\text{парі}}$ ,  $h_n^{\text{конд}}$  – це ентальпія вторинної пари з  $n$ -го корпусу та відповідно його конденсату.

Витрата пари на ВУ може бути зменшена за рахунок зменшення відбору вторинної пари з останнього корпусу ВУ.

По аналогії з попереднім розділом, максимальне зменшення витрати пари на ВУ може дорівнювати величині зменшення відбору пари з останнього корпусу, тобто:

$$\Delta D_{\text{ВУ}}^{\text{max}} = \Delta E_n'', \quad (5.20)$$

якщо пов'язане з цим зменшення продуктивності ВУ на величину  $\Delta W_{\text{ВУ}}'' = n \Delta E_n''$  буде компенсоване любым способом регулювання продуктивності ВУ, не

пов'язаним з необхідністю зростання надходження вторинної пари останнього корпусу ВУ в барометричний конденсатор.

Мінімальне, фактично нульове, зменшення витрати пари на ВУ буде тоді, якщо зменшення продуктивності ВУ на величину  $\Delta W''_{\text{ВУ}} = n \Delta E''_n$  буде компенсоване за рахунок зростання надходження вторинної пари останнього корпусу ВУ в барометричний конденсатор на величину:

$$\Delta D_{\text{конд}} = \Delta E''_n, \quad (5.21)$$

## РОЗДІЛ 6 . РОЗРАХУНОК СХЕМИ ТЕПЛОЕНЕРГОВИКОРИСТАННЯ ЦУКРОВОГО ЗАВОДУ З ВИКОРИСТАННЯМ КОНДЕНСАТІВ

### 6.1. Вихідні дані для розрахунку

1. Продуктивність цукрового заводу  $A = 10000$  тон буряків на добу, дигестія цукрових буряків  $D=16,5$  %.
2. Дифузійна установка – нахилена шнекова дифузійна установка.
3. Розрахункова величина відкачки дифузійного соку  $S_{\text{відк}} = 1050$  кг/т ( 105%).
4. Кількість сухих речовин в жомі після дифузійного апарату 7,5%, та після жомових пресів 30%.
5. Схема очистки дифузійного соку – з прогресивною попередньою дефекацією (вапнуванням) та холодно-гарячою основною дефекацією з поверненням суспензії соку 2-ї сатурації у кількості 8%.
6. Випарна установка (ВУ) 5-ти корпусна з підвищеним температурним режимом.
7. На 1-му та 2-му корпусах використовують однопрохідні випарні апарати з підйомним рухом двофазного потоку, на 3-5 корпусах – однопрохідні випарні апарати з гравітаційно стікаючою плівкою розчину.
8. Випарна установка працює в безнакипному режимі. Коефіцієнт використання поверхні нагріву для всіх корпусів ВУ– 0.9.
9. Регулювання продуктивності випарної установки здійснюється двома основними методами:
  - **За допомогою парострумного компресора:** шляхом стиснення вторинної пари другого корпусу до тиску гріючої пари першого корпусу.
  - **Шляхом міжкорпусного перепуску пари:** шляхом перепуску частини вторинної пари першого корпусу у трубопровід вторинної пари третього корпусу.

10. Концентрація сиропу після випарної установки ВУ - 72%.
11. Температура жомотресової води після пресів  $t_1^{ж.с.} = 61^\circ\text{C}$ , а після нагрівання  $t_1^{ж.с.} = 72^\circ\text{C}$ .
12. В ТЕЦ заводу використовують деаератори атмосферного тиску, робочий тиск дорівнює 1,2 бар, робоча температура  $104,8^\circ\text{C}$ .
13. Необхідно максимально можливо використати гідравлічні колонки для відведення конденсату з теплообмінної апаратури.
14. Забезпечити використання таких ВЕР:
  - а) теплота вторинної пари ВА -  $5^\circ\text{C}$  для нагрівання соку після попередньої дефекації;
  - б) теплота конденсату відпрацьованої пари, що повертається в ТЕЦ;
  - в) теплота конденсату вторинної пари першого корпусу;
  - г) теплоту конденсату з останнього збірника конденсатної схеми для нагрівання попередньо дефекованого соку з подальшим використанням частини цього конденсату як живильної води для дифузійних апаратів.
15. В продуктовому цеху реалізується трьохпродуктова схема уварювання утфелів I, II, III кристалізації. [1]

Температурний режим на ВУ приймаємо в діапазоні температур, зазначеному в таблиці 6.1.

## **6.2. Визначення кількості напівпродуктів та продуктів на кожному із етапів теплотехнологічного процесу**

Це необхідно для подальшого визначення витрати теплоти на відповідних етапах. Користуючись викладеною в навчальному посібнику «Основи теплотехнології цукрового виробництва» методикою виконання розрахунку системи теплоенерговикористання цукрового заводу, зокрема, таблицями 6.2 та 6.3 на сторінках 225-229 визначаємо кількість напівпродуктів

та продуктів цукрового виробництва, враховуючі задані вихідні дані для розрахунку. Результати зводимо в таблицю. Проводимо визначення кількості соку 2-ї сатурації, що відбирається на клерування жовтого цукру 2-ої кристалізації,  $S_{2\text{sat}}^{\text{кл}}$ , згідно до формули:

$$S_{2\text{sat}}^{\text{кл}} = \left( \frac{1023,7 - 10,5 \cdot CP_{\text{cup}}}{(CP_{\text{cup}} - CP)} \right) \cdot 10 = \left( \frac{1023,7 - 10,5 \cdot 72}{72 - \frac{16,6 + 0,5}{1321 - 50} 1000} \right) \cdot 10 = \frac{45,6 \text{ кг}}{т}.$$

Таблиця 6.1

## Температурний режим на ВУ

| Номер корпусу | Т-ра гр. пари<br>$t_{гр.п.}$<br>°C | Різн Т-тур<br>$\Delta t_{кор.}$<br>°C | Т-ра кип. розч.<br>$t_{кип.}$<br>°C | Темпер. депресія<br>$\Delta$ , °C | Т-ра втор. пари<br>$t_{втор.}$<br>°C | Втрати між корп.<br>$\Delta t_{втр.}$<br>°C | Розр. Т-ра втор пари<br>$t_{втор}^{розр}$ , °C | Нагрівна пара                               |                                                  |                                                                                 | Вторинна пара                               |                                                     |                                                                                            |
|---------------|------------------------------------|---------------------------------------|-------------------------------------|-----------------------------------|--------------------------------------|---------------------------------------------|------------------------------------------------|---------------------------------------------|--------------------------------------------------|---------------------------------------------------------------------------------|---------------------------------------------|-----------------------------------------------------|--------------------------------------------------------------------------------------------|
|               |                                    |                                       |                                     |                                   |                                      |                                             |                                                | Ент. пари<br>$h_{гр.п.}$<br>$\frac{kJ}{kg}$ | Ент. конд.<br>$(h_{конд.})^*$<br>$\frac{kJ}{kg}$ | Теплота конденсації нагрівн пари.<br>$h_{гр.п.} - h_{конд.}$<br>$\frac{kJ}{kg}$ | Ент. пари<br>$h_{вт.п.}$<br>$\frac{kJ}{kg}$ | Ент. конд.<br>$h_{конд}^{вт.п.}$<br>$\frac{kJ}{kg}$ | Теплота конденсації втор. пари<br>$h_{вт.п.} - i$<br>$h_{конд}^{вт.п.}$<br>$\frac{kJ}{kg}$ |
| 1             | 2                                  | 3                                     | 4                                   | 5                                 | 6                                    | 7                                           | 8                                              | 9                                           | 10                                               | 11                                                                              | 12                                          | 13                                                  | 14                                                                                         |
| 1             | 140                                | 5                                     | 135                                 | 1,6                               | 133,4                                | 0,5                                         | 132,9                                          | 2734                                        | 589,1                                            | 2144,9                                                                          | 2724,4                                      | 558,6                                               | 2165,8                                                                                     |
| 2             | 132,9                              | 5                                     | 127,9                               | 2,6                               | 125,3                                | 0,5                                         | 124,8                                          | 2724,7                                      | 516,3                                            | 2208,4                                                                          | 2713,5                                      | 524,1                                               | 2189,4                                                                                     |
| 3             | 124,8                              | 5                                     | 119,8                               | 1,3                               | 117,5                                | 0,5                                         | 117                                            | 2713,5                                      | 524,1,0                                          | 2189,4                                                                          | 2702,2                                      | 491                                                 | 2211,2                                                                                     |
| 4             | 117                                | 6                                     | 111                                 | 2,6                               | 108,4                                | 0,5                                         | 107,9                                          | 2702,2                                      | 491,0                                            | 2211,2                                                                          | 2688,6                                      | 452,4                                               | 2236,2                                                                                     |
| 5             | 107,9                              | 6                                     | 101,9                               | 4,5                               | 97,4                                 | -                                           | 96,9                                           | 2686,9                                      | 448,2                                            | 2238,7                                                                          | 2671,2                                      | 406,                                                | 2265,2                                                                                     |

## Кількість напівпродуктів та продуктів цукрового виробництва

| № п./п. | Назва відповідних продуктів                                             | Позн.                          | Кіл-ть кг/т | Кон-я % | Додаток                                                       |
|---------|-------------------------------------------------------------------------|--------------------------------|-------------|---------|---------------------------------------------------------------|
| 1       | 2                                                                       | 3                              | 4           | 5       | 6                                                             |
| 1.      | Диф. сік                                                                | $S_{\text{відк}}$              | 1050        |         | Т-ра. диф. соку $t_c$ отримується з теплового розр. диф. уст. |
| 2       | Повернення на попередню дефекацію згущеної суспензії соку II сатурації. | $S_{\text{пов}}^{\text{сусп}}$ | 80          |         | Температура поверненої суспензії 85 °С                        |
| 3       | Сік отриманий після поперед. дефекації                                  | $S_{\text{п.деф.}}$            | 1144        |         | Нагрівається від температури від $t'_c$ до 90 °С              |
| 4       | Сік I сатурації на вих. із сатуратора                                   | $S'_{\text{сат}}$              | 1202        |         | Нагрів. від темпер.. 83°С до 90°С перед початком фільтрації   |
| 5.      | Сік I сатурації фільтрований перед II сатурацією                        | $S'_{\text{II сат}}$           | 1171        |         | Нагрів. темп. 83 до 95°С перед 2о-ю сатурацією                |

| 1   | 2                                                                                          | 3                               | 4      | 5    | 6                                                                                                                                                                         |
|-----|--------------------------------------------------------------------------------------------|---------------------------------|--------|------|---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| 6.  | Сульфітований і фільтрований сік II сатурації до відбору на клерування                     | $S_{\text{II сат}}$             | 1160,5 |      |                                                                                                                                                                           |
| 7.  | Відбір соку II сатурації на клерування жовтого цукру II кристалізації та афінованого цукру | $S_{\text{II сат}}^{\text{кл}}$ | 47     |      | Кількість соку визначається з балансу сухих речовин жовтого цукру II кристалізації, афінованого цукру та соку за умови одержання середньої концентрації $CP_{\text{сир}}$ |
| 8.  | Сульфітований і фільтрований сік II сатурації на концентрування у випарній установці (ВУ)  | $S_{\text{пву}}$                | 1113,5 | 15,3 | $CP_{\text{пву}} = \frac{(D + 0,5) \cdot 10^3}{S_{\text{пву}}} =$ $= \frac{(16,5 + 0,5) \cdot 10^3}{1264,8} = 13,44\%$                                                    |
| 9.  | Кількість сиропу після ВУ                                                                  | $S_{\text{сир}}$                | 236,6  | 72   | $S_{\text{сир}} = S_{\text{пву}} \frac{CP_{\text{пву}}}{CP_{\text{сир}}} =$ $= 1264,8 \frac{13,44}{72} = 236,1 \text{ кг / т}$                                            |
| 10. | Кількість клеровки                                                                         | $S_{\text{кл}}$                 | 150,5  | 72   | $S_{\text{кл}} = S_{\text{ц II}} + S_{\text{ац}} + S_{\text{II сат}}^{\text{кл}} =$ $= 67 + 38 + 45,5 =$ $= 150,5 \text{ кг / т}$                                         |

| 1   | 2                                                                              | 3                                                   | 4     | 5    | 6                                                                                                                        |
|-----|--------------------------------------------------------------------------------|-----------------------------------------------------|-------|------|--------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| 11. | Кількість сиропу з клеровкою.                                                  | $S_{\text{сир}} + S_{\text{кл}}$                    | 387,1 | 72   |                                                                                                                          |
| 12. | Утфель. 1-ї кристалізації                                                      | $S_{\text{ут.1 кр.}}$                               | 302   | 92   | $S_{\text{ут.1 кр.}} = \frac{(S_{\text{сир}} + S_{\text{кл}})72}{92} = \frac{386,6 \cdot 72}{92} = 302,6 \text{ кг / т}$ |
| 13. | Відтік від першого утфелю . 1-ї крист-ї                                        | $S_{\text{ут.1 кр.}}^{\text{відт.1}}$               | 125   | 68,7 | На увар.                                                                                                                 |
| 14. | Відтік від другого утфелю. 1-ї крист-ї                                         | $S_{\text{ут.1 кр.}}^{\text{відт.2}}$               | 60    | 67,6 | утфелю 2-ї кристалізації                                                                                                 |
| 15. | Частина першого відтоку утфелю 1-ї крист-ї на афінацію цукру 3-ї кристалізації | $(S_{\text{ут.1 кр.}}^{\text{відт.1}})_{\text{аф}}$ | 13    | 68,7 | Афінація цукру 3-ї кристалізації                                                                                         |

| 1   | 2                                              | 3                                    | 4   | 5     | 6                                            |
|-----|------------------------------------------------|--------------------------------------|-----|-------|----------------------------------------------|
| 16. | Цукор-пісок<br>(білий)                         | $S_{\text{цукру}}$                   | 134 | 99,85 |                                              |
| 17. | Утфель II<br>кристалізації                     | $S_{\text{ц II кр}}$                 | 141 | 93    |                                              |
| 18. | Загальний відтік<br>утфелю II<br>кристалізації | $S_{\text{ут I I кр}}^{\text{відт}}$ | 81  | 87,3  | На уварювання утфелю<br>III кристалізації    |
| 19. | Цукор II<br>кристалізації<br>(жовтий)          | $S_{\text{ц II кр}}$                 | 67  | 97,6  | На клерування                                |
| 21. | Утфель III<br>кристалізації                    | $S_{\text{ут III кр}}$               | 81  | 93,5  |                                              |
| 22. | Цукор III<br>кристалізації                     | $S_{\text{ц III кр}}$                | 38  | 96,4  |                                              |
| 23. | Меляса                                         | $S_{\text{мел}}$                     | 45  | 82,0  |                                              |
| 24. | Афінаційний<br>утфель                          | $S_{\text{аф.ут.}}$                  | 51  | 90    | Утв. зміш.<br>напівпродуктів (17) та<br>(23) |

| 1   | 2                  | 3               | 4  | 5    | 6                       |
|-----|--------------------|-----------------|----|------|-------------------------|
| 25. | Афінаційний відтік | $S_{аф}^{відт}$ | 14 | 78,9 | Увар утфелю 3-ї крист-ї |
| 26. | Афінований цукор   | $S_{ц.аф.}$     | 38 | 97,3 | На клерування           |

### 6.3. Тепловий розрахунок нахиленої шнекової дифузійної установки

Вихідні дані для розрахунку:

Кількість бурякової стружки  $S_{стр} = 1000 \text{ кг/т}$ .

Відкачка дифузійного соку:  $S_{відк} = \frac{1050 \text{ кг}}{т}$ .

Кількість жому на виході з дифузійного апарату  $S_{жс} = 800 \text{ кг/т}$ , який містить в собі сухих речовин  $CP_{жс} = 7,5\%$ , а після пресування жому  $-CP_{жс.пр.} = 30\%$ .

Температура живильної води (конденсату), яка надходить в дифапарат,

$$t_2^{жив} = 65^\circ\text{C} .$$

Коефіцієнт використання теплоти  $\eta_{диф} = 0,9$ .

Температура стружки становить:  $t_{стр} = 10^\circ\text{C} .$

Температура дифузійного соку (соку відкачки)  $t_{відк} = 30^\circ\text{C} .$

Температура жомопресової води, яку одержують після жомових пресів,  $t_1^{жс.в.} = 61$

$^\circ\text{C} .$  В дифузійний апарат жомопресова вода надходить з температурою

$$t_2^{жс.в.} = 72^\circ\text{C} .$$

Середня температура в дифузійному апараті,  $t_{диф} = 71^\circ\text{C} .$

#### Розрахунок

Кількість жомопресової води, яку одержуємо після жомових пресів, визначається за формулою:

$$S'_{ж.в.} = S_{ж.} \cdot \left(1 - \frac{CP_{ж.}}{CP_{ж.пр.}}\right), \text{ кг/т},$$

де: кількість жому на виході з дифузійної установки  $S_{ж.} \frac{800 \text{ кг}}{\text{т}}$ , початковий вміст сухих речовин  $CP_{ж.} = 7,5\%$ , а після жомових пресів  $CP_{ж.пр.} = 30\%$ .

В результаті отримуємо:  $S'_{ж.в.} = 800 \cdot 0,7 = 600 \text{ кг/т}$ .

Жомопресову воду згідно вихідних даних нагріваємо конденсатом з останніх корпусів ВУ від температури  $61^\circ\text{C}$  до  $72^\circ\text{C}$ .

З матеріального балансу дифузійного апарату визначаємо кількість живильної води, яка необхідна для роботи дифузійного апарату:

В дифузійний апарат надходить стружка,  $S_{стр.}$ , жомопресова вода,  $S_{ж.в.}$ , і живильна вода,  $S_{жив.}$ , а виходить з дифузійного апарату дифузійний сік,  $S_{відк.}$ , і жом,  $S_{ж.}$ . Тоді:

$$S_{жив.} = S_{відк.} + S_{ж.} - S_{стр.} - S_{ж.в.} = 1050 + 800 - 1000 - 600 = 250 \text{ кг/т}.$$

З теплового балансу 4-ї по ходу, стружки хвостової зони, визначаємо температуру жому. В цю зону дифузійного апарату надходить теплота з:

а) майже висолодженою стружкою, що має температуру, яка дорівнює середній температурі в апараті,  $t_{диф.}$ , у кількості:

$$S_{ж.} \cdot C_{ж.} \cdot t_{диф.}, \text{ кДж/т};$$

б) жомопресовою водою у кількості:  $C_{ж.в.} \cdot t_2^{ж.в.}$ , кДж/т;

в) живильної водою у кількості:  $S_{жив.} \cdot C_{жив.} \cdot t_2^{жив.}$ , кДж/т.

Після змішування потоків встановиться температура  $t_{ж.}$ , тоді:

$$S_{ж.} \cdot C_{ж.} \cdot t_{диф.} + S_{ж.в.} \cdot C_{ж.в.} \cdot t_2^{ж.в.} + S_{жив.} \cdot C_{жив.} \cdot t_2^{жив.} = 1,01 \cdot (S_{ж.} + S_{ж.в.} + S_{жив.}) \cdot C_{сум.} \cdot t_{ж.}$$

де: 1,01 – це коефіцієнт, який враховує втрату теплоти в навколишнє середовище.

Прийемо такі значення теплоємності середовищ:

$$C_{ж.} = C_{ж.в.} = C_{жив.} = C_{сум.} = 4,19 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{K}}$$

Визначаємо температуру жому:

$$t_{жс} = \frac{S_{жс} \cdot t_{диф} + S_{жс.в.} \cdot t_2^{жс.в.} + S_{жсив} \cdot t_2^{жсив}}{1,01 \cdot (S_{жс} + S_{жс.в.} + S_{жсив})} = \frac{800 \cdot 71 + 600 \cdot 75 + 350 \cdot 65}{1,01 \cdot (800 + 600 + 350)} = i$$

$$\frac{56800 + 45000 + 22750}{1,01 \cdot 1750} = 70,5 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Визначитмо витрату теплоти, що має надійти в парові камери: дифузійного апарату:

$$Q'_{диф} = S_{відк} \cdot C_{відк} \cdot t_{відк} + S_{жс} \cdot C_{жс} \cdot t_{жс} - (S_{стр} \cdot C_{стр} \cdot t_{стр} + S_{жс.в.} \cdot t_2^{жс.в.} \cdot C_{жс.в.} + S_{жсив} \cdot C_{жсив} \cdot t_2^{жсив}) = 1050 \cdot 3,77 \cdot 30 + 800 \cdot 4,19 \cdot 70,5 - (1000 \cdot 3,77 \cdot 10 + 600 \cdot 4,19 \cdot 75 + 350 \cdot 4,19 \cdot 65) =$$

$$= 118755 + 236316 - (37700 + 188550 + 95322) = 355071 - 321572 = 33499 \text{ кДж/т}.$$

Враховуючи коефіцієнт використання теплоти, що дорівнює 0,9 то матимемо витрату пари в дифузійний апарат:

$$Q_{диф} = \frac{33499 \text{ кДж}}{0,9} = 37221 \frac{\text{кДж}}{\text{т}}.$$

Витрата пари на підігрів дифузійного апарата розраховується на основі теплового балансу. У складі дифузійної установки передбачено обладнання для підігріву жомпресової води, яка після пресування має температуру 61°C. Для забезпечення оптимальних умов процесу дифузії жомпресову воду підігривають до 72°C в пластинчастому теплообміннику. Джерелом теплової енергії для цього процесу слугує конденсат з останнього збірника конденсатної схеми з початковою температурою 106,9°C.[1]

#### **6.4. Розрахунок витрати теплоти та пари при нагріванні напівпродуктів в теплообмінних апаратах**

Оптимізація теплових процесів є важливим завданням у цукровому виробництві. Розглянемо послідовність нагрівання середовищ, починаючи з дифузійної установки. Особливу увагу приділимо нагріванню соку після попередньої дефекації. Згідно з вихідними даними, необхідно підвищити температуру соку від

$t'_c$  до приблизно 90°C перед основною гарячою дефекацією. Визначаємо значення температури  $t'_c$ , яку одержуємо в результаті змішування в апараті

попередньої дефекації дифузійного соку в кількості  $S_{\text{відк}}$  з температурою  $t_c=30$  °C, із суспензією соку 2-ї сатурації в кількості  $S_{\text{нов}}^{\text{сусн}}=80$  кг/м, що має температуру  $t_{\text{нов}}^{\text{сусн}}=85$  °C.

Отже, з рівняння теплового балансу на попередній дефекації маємо:

$$S_{\text{відк}} \cdot t_c \cdot c_c + S_{\text{нов}}^I \cdot t_{\text{нов}}^I \cdot c_c + S_{\text{нов}}^{\text{сусн}} \cdot t_{\text{нов}}^{\text{сусн}} \cdot c_{\text{сусн}} = (S_{\text{відк}} + S_{\text{нов}}^I + S_{\text{нов}}^{\text{сусн}}) c_c \cdot t_c'.$$

Звідси: 
$$t_c' = \frac{t_{\text{відк}} \cdot S_{\text{відк}} \cdot c_{\text{відк}} + S_{\text{нов}}^{\text{сусн}} \cdot t_{\text{нов}}^{\text{сусн}} \cdot c_{\text{сусн}}}{1,01 \cdot c_c} = \frac{1050 \cdot 30 \cdot 3,77 + 80 \cdot 85 \cdot 3,75}{1,01 \cdot (1050 + 80) \cdot 3,77} = 33,5$$
 °C.

- З метою підвищення енергоефективності процесу прийнято рішення використовувати вторинні енергоресурси для нагрівання попередньо дефекованого соку. Враховуючи низьку початкову температуру соку та наявність теплоти вторинної пари з вакуум-апаратів та конденсату з останнього збірника, організуємо нагрівання соку в чотирьох послідовно з'єднаних підігрівниках. Такий підхід дозволить оптимально використати теплову енергію та знизити витрати на її виробництво. в підігрівнику I-ої групи сік нагрівається від початкової температури 33.5 °C до кінцевої 55 °C – вторинною парою вакуум-апаратів, що має температуру 65 °C;
- в підігрівнику 2-ої групи сік нагрівається від початкової температури 55°C до кінцевої 70 °C – конденсатом, який надходить після підігрівника жомпресової корпусу ВУ.
- в підігрівнику 3-ої групи сік нагрівається від початкової температури 70°C до кінцевої 80°C – вторинною парою останнього, п'ятого корпусу ВУ;
- в підігрівнику 4-ої групи сік нагрівається від початкової температури 80°C до кінцевої 90°C, використовуючи вторинну пару 4-го корпусу ВУ;
- в підігрівнику 2-ої групи перед його фільтрацією, а також нагрівати фільтрований сік перед 2-ою сатурацією.

В процесі сік нагрівається від початкової температури 55°C до кінцевої 70 °C – конденсатом, який надходить після підігрівника жомопресової води корпусу ВУ.

На етапі основної гарячої дефекації та першої сатурації, що є ключовими для очищення дифузійного соку від нецукрів, відбувається значні теплові втрати в навколишнє середовище. Це призводить до зниження температури соку приблизно на 6-8 градусів Цельсія. Для забезпечення оптимальних умов фільтрації сатураційний сік підігривають від 83 до 90°C в одній групі підігривників, використовуючи вторинну пару 4-го корпусу випарної установки. Перед другою сатурацією сік додатково підігривають у двох групах підігривників: спочатку до 89°C конденсатом вторинної пари першого корпусу, а потім до 95°C вторинною парою 4-го корпусу. Нагрівання соку перед випарною установкою здійснюється в п'яти групах підігривників:

1-ша група -нагрівання соку від 88°C до 103°C в конденсато-соковому підігривникові конденсатом відпрацьованої пари, охолоджуючи конденсат до температури близько 100°C, з якою він повертається в ТЕЦ;

2- га група – нагрівання соку від 103°C до 113°C в паро-соковому підігривникові вторинною парою 3-го корпусу;

3-тя група – нагрівання соку від 113°C до 120°C в паро-соковому підігривникові вторинною парою 2-го корпусу;

4-та група – нагрівання соку від 120°C до 128°C в паро-соковому підігривникові вторинною парою 1-го корпусу;

5-та група – нагрівання соку від 128°C до 135°C в паро-соковому підігривникові відпрацьованою технологічною парою після турбіни і РОУ ТЕЦ.

## Витрата теплоти і пари на нагрівання напівпродуктів

| №<br>п.п. | Тепловий споживач                    | К-ть<br>серед<br><br>сер.<br>для<br>нагріву<br><br>кг/т | Нагрів<br>°С |    | Теплоє<br>мність<br>кДж/<br>кг.К | Тепло<br>вий<br>носій | Визначення питомої витрати<br>теплоти,<br>кДж/кг | Тепло<br>та,<br>яка<br>віддає<br>1 кг<br>пари<br>кДж/кг | Витр<br>ата<br>пари<br>кг/т |
|-----------|--------------------------------------|---------------------------------------------------------|--------------|----|----------------------------------|-----------------------|--------------------------------------------------|---------------------------------------------------------|-----------------------------|
|           |                                      |                                                         | від          | до |                                  |                       |                                                  |                                                         |                             |
| 1.        | Парові камери<br>дифузійного.апарата |                                                         |              |    |                                  | в.п.ІІІ к             | 37221 (відповідно до розрахунку).                | 2208,5                                                  | 16,8                        |
| 2.        | Підігрівник<br>жомопресової води     | 600                                                     | 61           | 72 | 4,19                             | конд                  | $600 \cdot 4,19 \cdot (72-61) = 27654$           |                                                         |                             |
| 3.        | Підігрівники. соку<br>перед основною |                                                         |              |    |                                  |                       |                                                  |                                                         |                             |

|    |                                                 |      |      |    |      |                                      |                                               |        |      |
|----|-------------------------------------------------|------|------|----|------|--------------------------------------|-----------------------------------------------|--------|------|
|    | гарячою дефекацією: I група                     | 1144 | 33,5 | 55 | 3,77 | в.п.в/а                              | $1144 \cdot 3,77(55-33,5) \cdot 1,03 = 95534$ |        |      |
|    | II група                                        | 1144 | 55   | 70 | 3,77 | конд.ос<br>танніх.<br>кор.ВУ         | $1144 \cdot 3,77(70-52) \cdot 1,03 = 79960,8$ | -      |      |
|    | III група                                       | 1144 | 70   | 80 | 3,77 | в.п.Вк                               | $1144 \cdot 3,77(80-70) \cdot 1,03 = 61897$   | 2261,4 | 27,3 |
|    | IV група                                        | 1144 | 80   | 90 | 3,77 |                                      | $1144 \cdot 3,77(90-80) \cdot 1,03 = 61897$   | 2234,1 | 27,7 |
| 4. | Підігрівн. соку 1-ї сатурації перед фільтрацією | 1202 | 83   | 90 | 3,77 | в.п.IVк                              | $1202 \cdot 3,77(90-83) \cdot 1,03 = 32680$   | 2234,1 | 14,6 |
| 5. | Підігрівники соку перед II сатурацією: I група  | 1171 | 83   | 89 | 3,77 | Конд.<br>втор.па<br>ри 1-<br>го.корп | $1171 \cdot 3,77(89-83) \cdot 1,03 = 27282$   |        |      |
| 6. | Підігрівник соку перед                          | 1171 | 89   | 95 | 3,77 | в.п.IVк.                             | $1171 \cdot 3,77(95-89) \cdot 1,03 = 27282$   | 2234,1 | 12,2 |

|    |                                                                                                                                  |                                                                        |                                                        |                                                         |                                                              |                                                                                           |                                                                                                                                                                                                    |                                                                  |                                                        |
|----|----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|------------------------------------------------------------------------|--------------------------------------------------------|---------------------------------------------------------|--------------------------------------------------------------|-------------------------------------------------------------------------------------------|----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|------------------------------------------------------------------|--------------------------------------------------------|
|    | 2-ою сатур. 2-га група                                                                                                           |                                                                        |                                                        |                                                         |                                                              |                                                                                           |                                                                                                                                                                                                    |                                                                  |                                                        |
| 7. | Підігрівники соку<br>перед<br>випарною установкою<br><br>1 група<br><br>II група<br><br>III група<br><br>IV група<br><br>V група | 1113,5<br><br><br><br>1113,5<br><br>1113,5<br><br>1113,5<br><br>1113,5 | 88<br><br><br><br>103<br><br>113<br><br>120<br><br>128 | 103<br><br><br><br>113<br><br>120<br><br>128<br><br>135 | 3,77<br><br><br><br>3,77<br><br>3,77<br><br>3,77<br><br>3,77 | Конд.ві<br>дп.пар.<br>пари<br><br>вт.п.3 к<br><br>вт.п.2к.<br><br>вт.п. 1к<br><br>відп.п. | 1113,5·3,77(103-88)·1,03=51886<br><br><br><br>1113,5·3,77(113-103)·1,03=43238<br><br>1113,5·3,77(120-113)·1,03=30267<br><br>1113,5·3,77(128-120)·1,03=34591<br><br>1113,5·3,77(135-128)·1,03=30267 | <br><br><br><br>2208,5<br><br>2189,4<br><br>2165,8<br><br>2144,9 | <br><br><br><br>19,6<br><br>13,8<br><br>16<br><br>14,1 |
| 8. | Нагрівання клеровки<br>та сиропу в ящиках                                                                                        | 385,9                                                                  | 75                                                     | 85                                                      | 2,93                                                         | в.п.І к                                                                                   | 385,9·2,93(85-74)·1,03=11646                                                                                                                                                                       | 2165,8                                                           | 5.4                                                    |
| 9. | Нагрівання відтоків в ящиках                                                                                                     | 293                                                                    | 55                                                     | 85                                                      | 2,72                                                         | в.п.І к                                                                                   | 293·2,72 (85-55)·1,03=24626                                                                                                                                                                        | 2165,8                                                           | 11,4                                                   |

## 6.5. Розраховуємо витрату пари на ВА

Витрата пари на вакуум-апарати першого продукту.

Кількість води, яку необхідно випарувати в процесі уварювання утфелю 1-го продукту, визначаємо за рівнянням:

$$W_{1кр} = (S_{сир} + S_{кл}) \cdot \left(1 - \frac{C P_{сир}}{C P_{y_1}}\right).$$

Суму кількостей сиропу і клеровки, які мають однакову концентрацію 72%, приймаємо з таблиці напівпродуктів та продуктів, в якій показано, що

$$S_{сир} + S_{кл} = 386,6 \text{ кг/т.}$$

Концентрація утфелю 1-ї кристалізації дорівнює  $C P_{сир} = 92\%$ .

Отже, маємо, що:  $W_{1кр.} = 386,6 \left(1 - \frac{72}{92}\right) = 84,3 \text{ кг/т.}$

Витрату пари на одержання утфелю 1-ї кристалізації визначаємо:

$$D_1 = 1.1 W_1 + C_1,$$

де:  $C_1$  – це можлива водна підкачка в процесі уварювання утфелю.

Прийmemo, що  $C_1 = 5 \text{ кг/т.}$

Звідси:

$$D_1 = 1.1 \cdot 84,3 + 5 = 97,7 \text{ кг/т.}$$

Витрата пари на отримання утфелю 2-го продукту.

Для уварювання утфелю 2-ї кристалізації, який має концентрацію  $C P_{ут. IIкр} = 93\%$ , використовують перший відтік утфелю 1-ї кристалізації у кількості

$S_{Iкр}^{відт I} = 125 \text{ кг/т}$  з концентрацією  $C P_{Iкр}^{відт I} = 68.7\%$ , та другий відтік утфелю

1-ї кристалізації у розмірі  $S_{Iкр}^{відт 2} = 60 \text{ кг/т}$  з концентрацією 67.6%. Можлива водна підкачка на рівні 3 кг/т.

Тоді кількість випареної вологи становитиме:

$$W_{II} = S_{I \text{ кр}}^{\text{відм } 1} \left(1 - \frac{CP_{I \text{ кр}}^{\text{відм } 1}}{CP_{\text{ут. II кр}}}\right) + S_{I \text{ кр}}^{\text{відм } 2} \left(1 - \frac{CP_{I \text{ кр}}^{\text{відм } 2}}{CP_{\text{ут. II кр}}}\right) =$$

$$125 \left(1 - \frac{68,7}{93}\right) + 60 \left(1 - \frac{67,6}{93}\right) = 32,7 + 16,4 = 49,1 \text{ кг/т.}$$

Витрата пари на обривання утфелю 2-го продукту складає:

$$D_{II} = 1,1 W_{II} + 3 = 1,1 \cdot 49,1 + 3 = 57 \text{ кг/т.}$$

Витрата пари на ВУ 3-го продукту.

Утфель 3-ї кристалізації, який має концентрацію 93.5% та уварюється із загального відтоку утфелю 2- кристалізації, у кількості

$$S_{\text{ут II кр}}^{\text{відм}} = 81 \text{ кг/т} \quad \text{з концентрацією} \quad CP_{\text{ут. I I кр}}^{\text{відм}} = 87,3\% \quad \text{та з афінаційного відтоку}$$

$$S_{\text{аф}}^{\text{відм}} = 14 \text{ кг/т} \quad \text{з концентрацією} \quad CP_{\text{аф}}^{\text{відм}} = 78,9\% \quad \text{.Можлива водна підкачка}$$

2кг/т.

Маємо:

$$W_{III} = S_{\text{ут II кр}}^{\text{відм}} \left(1 - \frac{CP_{\text{ут. II кр}}^{\text{відм}}}{CP_{\text{ут. III кр}}}\right) + S_{\text{аф}}^{\text{відм}} \left(1 - \frac{CP_{\text{аф}}^{\text{відм}}}{CP_{\text{ут. III кр}}}\right) =$$

$$81 \left(1 - \frac{87,3}{93,5}\right) + 14 \left(1 - \frac{78,9}{93,5}\right) = 5,37 + 2,18 = 7,55 \text{ кг/т.}$$

Витрата пари на ВУ 3-го продукту визначається:

$$D_{III} = 1,1 W_{III} + C_{III} = 1,1 \cdot 7,55 + 2 = 10,3 \text{ кг/т.}$$

### 6.6. Задаємо витрату пари на інші споживачі

а) відпрацьованої пари:

- на сушарку цукру – 5 кг/т;

- пропарку центрифуг – 5 кг/т, разом отримуємо 10 кг/т;

б) вторинної пари з 1-го корпусу:

- клеровку жовтого цукру – 3 кг/т;
- пропарку ВУ – 15 кг/т; разом маємо 18 кг/т.

Необхідна продуктивність  $W_{ВУ}^{необ}$  випарної установки становить:

$$W_{ВУ}^{необ} = S_{ПВУ} \cdot \left( 1 - \frac{CP_{ПВУ}}{CK_{суп}} \right) = 1113,5 \left( 1 - \frac{15,3}{72} \right) = 877 \text{ кг/т.}$$

### 6.7. Принципова схема повторного використання теплоти конденсатів

Згідно з вихідними даними, передбачається застосування гідравлічних колонок для відведення конденсатів з метою оптимізації теплового балансу установки. Конденсати відпрацьованої пари та вторинної пари першого корпусу випарної установки будуть збиратися в спеціальних ємностях. При цьому передбачається використання теплової енергії конденсатів для підігріву соку, що дозволить уникнути невиправданих теплових втрат в результаті самовипаровування. Такі конденсати відводяться з нагрівних камер відповідних корпусів ВУ та теплообмінних апаратів у баки-збірники, з яких насосами (умовно не показані на принциповій схемі) конденсат прокачують через відповідні підігрівники, в яких він охолоджується до температури біля 100 °С. Температура конденсату, що повертається на ТЕЦ, становить 100°С і є оптимальною для подальшого підігріву. Використання пари з розширювачів безперервної продувки та розширювачів дренажів низького тиску дозволяє довести температуру конденсату до робочих 104,8°С без необхідності залучення додаткової пари після турбін на РОУ. Такий підхід забезпечує ефективне використання теплової енергії та знижує витрати на виробництво пари. Після підігрівника весь конденсат відпрацьованої пари у кількості  $G_k^p$  направляється в деаератор ТЕЦ. Конденсат вторинної пари 1-го корпусу у розмірі  $0,25G_k^p$  після підігрівника відбирається та окремим трубопроводом подається в ТЕЦ. Решта конденсату вторинної пари 1-го корпусу у розмірі  $G_k^1 - 0,25G_k^p$  після підігрівника повертається в останній збірник конденсатної схеми. На рис. 6.1 показана принципова схема відведення, збирання і використання конденсатів. Як видно зі

схеми пара самовипаровування може утворитись в лише в колонках конденсата вторинної пари 2 і 3 корпусів ВУ.

Орієнтовно приймаємо кількість пари самовипаровування у розмірі  $e_3=3$  кг/т та  $e_4=6$  кг/т.

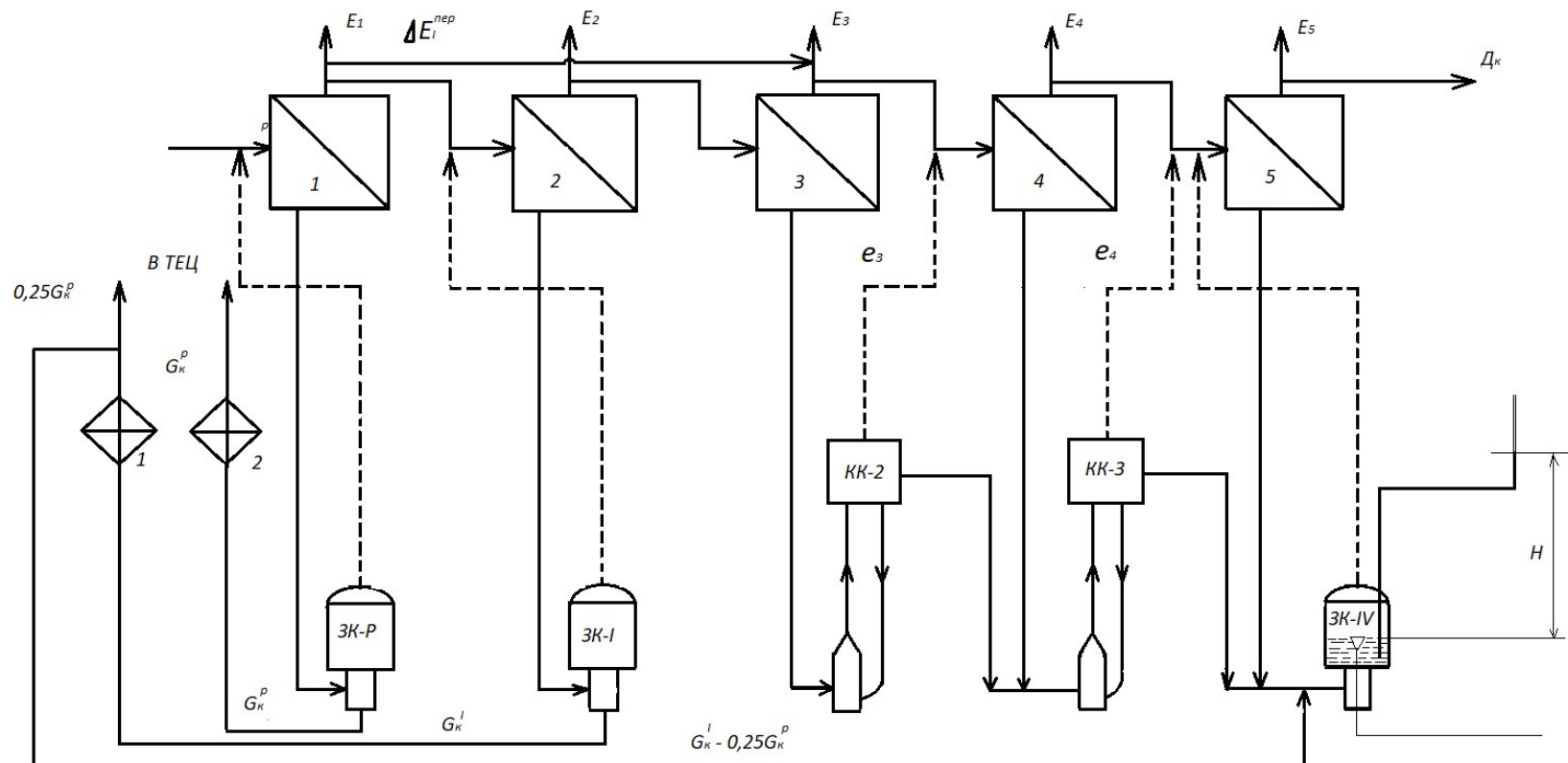
Конденсат вторинної пари 5-ого корпусу у кількості 27,3 кг/т надходить лише з підігрівника третьої групи соку перед основною гарячою дефекацією.

Для зменшення кількості обладнання, невелику частину конденсату відводять до збірника ЗК-IV. Оскільки тиск у цьому збірнику вищий, ніж у системі відведення конденсату 5-го корпусу, то для забезпечення безперебійного надходження конденсату кінець трубопроводу розташовують на відстані 100 мм від дна збірника. Водночас, для забезпечення безперервного відведення конденсату збірника, верхній край воронки піднімають на висоту 600 – 700 мм над дном. За рахунок більшого тиск в збірнику ЗК-IV, конденсат вторинної пари 5-го не опускається в трубі нижче висоти стовпа конденсату  $h$ , забезпечуючи гідравлічну рівновагу:

$$P_{IV}=P_V+h \cdot g \cdot \rho_{\text{конд}}$$

де  $P_{IV}$ ,  $P_V$  – це тиск вторинної пари з 4-го та 5-го корпусів ВУ.

Також необхідно, щоб підігрівник, з якого відводиться конденсат вторинної пари 5 – го корпусу ВУ, був встановлений так, щоб рівень розташування штуцера виходу конденсату з нього був щонайменше на  $h$  вищий рівня конденсату в збірнику ЗК-4.



**Рис. 6.1. Принципова схема відведення, збирання і використання конденсатів**

$E_1, E_2, E_3, E_4, E_5$  – відбори вторинної пари з корпусів випарної установки;  $D_k$  – відведення пари на барометричний конденсатор (БК); 1, 2, 3, 4, 5 – номери корпусів випарної установки; ЗК-Р, ЗК-І – збірники конденсатів ретурної (з ТЕЦ) пари; КК-2, КК-3 – колонки конденсату вторинної пари 2-го та 3-го корпусів ВУ; 1 – підігрівник соку перед 1-ю сатурацією; 2 – підігрівник соку перед ВУ, 1-а група; ЗК-ІV – збірник конденсату 1-го та 4-го корпусів.

### 6.8. Створення таблиці відборів вторинної пари з технологічного обладнання

Щоб створити таку таблицю, потрібно використати дані таблиці 6.3 , а також отримані в процесі розрахунку та прийняті величини.

**Таблиця 6.4**

#### Розподіл вторинної пари з корпусів ВУ

|    | Парові споживачі                                                 | Відпр. пара | Відбори втор. пари із відповідних корпусів ВУ |                |                |                |                |
|----|------------------------------------------------------------------|-------------|-----------------------------------------------|----------------|----------------|----------------|----------------|
|    |                                                                  |             | E <sub>1</sub>                                | E <sub>2</sub> | E <sub>3</sub> | E <sub>4</sub> | E <sub>5</sub> |
| 1  | 2                                                                | 3           | 4                                             | 5              | 6              | 7              | 8              |
| 1. | Дифузійні пар. камери                                            |             |                                               |                | 16,8           |                |                |
| 2. | 1-й пароконд. підігр. жомопресової води                          |             |                                               |                |                |                |                |
| 3. | 2-й пароконд. підігр. жомопресової води                          |             |                                               |                |                |                |                |
| 4. | Підігр. соку перед головною горячою дефекацією 3-ї гр.<br>4-ї гр |             |                                               |                |                | 27,7           | 27,3           |
| 5. | Підігр. соку 1-ї сатурації перед фільтрацією                     |             |                                               |                | 14,6           |                |                |

|     |                                                          |      |      |      |      |    |   |
|-----|----------------------------------------------------------|------|------|------|------|----|---|
| 6.  | Підігр. соку перед 2-ю сатурацією 2-га група             |      |      |      | 12,2 |    |   |
| 1   | 2                                                        | 3    | 4    | 5    | 6    | 7  | 8 |
| 7.  | Підігр. соку перед ВУ<br>2 гр.<br>3 гр.<br>4 гр.<br>5 гр | 14,1 | 16   | 13,8 | 19,6 |    |   |
| 8.  | Нагрівання клеровки та сиропу                            |      | 5,4  |      |      |    |   |
| 9.  | Нагрівання відтоків в ящиках                             |      | 11,4 |      |      |    |   |
| 10. | ВУ 1-го продукту                                         |      |      |      | 97,7 |    |   |
| 11. | ВУ 2-го продукту                                         |      |      | 57   |      |    |   |
| 12. | ВУ 3-го продукту                                         |      |      | 10,3 |      |    |   |
| 13. | Витрати пари на інших парових споживачів                 | 10   | 18   |      |      |    |   |
| 14. | Кількість пара самовип.                                  |      |      |      | -3   | -6 |   |
|     | Відбір втор. пари з корпусів ВУ на парових               |      |      |      |      |    |   |

|     |                                                        |      |      |      |       |      |      |
|-----|--------------------------------------------------------|------|------|------|-------|------|------|
| 15. | споживачів за межами ВУ, $E_i$ , і витрата відпр. пари | 24,1 | 50,8 | 81,1 | 157,2 | 21,7 | 27,3 |
|-----|--------------------------------------------------------|------|------|------|-------|------|------|

Таким чином величини відборів вторинної пари з корпусів ВУ дорівнюють:

$$E'_1=50,8 \text{ кг/т}, E'_2=81,1 \text{ кг/т}; E'_3=157,2 \text{ кг/т}; E'_4=21,7 \text{ кг/т}; E'_5=27,3 \text{ кг/т}.$$

Визначаємо продуктивність окремих корпусів випарної установки:

$$W'_5 = E'_5 = 27,3 \text{ кг/т};$$

$$W'_4 = W'_5 + E'_4 = 27,3 + 21,7 = 49,0 \text{ кг/т};$$

$$W'_3 = W'_4 + E'_3 = 49,0 + 157,2 = 206,2 \text{ кг/т};$$

$$W'_2 = W'_3 + E'_2 = 206,2 + 81,1 = 287,3 \text{ кг/т};$$

$$W'_1 = W'_2 + E'_1 = 287,3 + 50,8 = 338,1 \frac{\text{кг}}{\text{т}}.$$

Фактична продуктивність ВУ дорівнює сумі визначених продуктивностей окремих корпусів, тобто:  $i$ .

Одержана фактична продуктивність ВУ  $(W'_{\text{ВУ}})^{\text{факт}} = 907,9 \text{ кг/т}$  більша необхідної продуктивності  $W'_{\text{ВУ}}{}^{\text{необ}} = 877 \frac{\text{кг}}{\text{т}}$  на величину  $\Delta W'_{\text{ВУ}} = (W'_{\text{ВУ}})^{\text{факт}} - i$

$$W'_{\text{ВУ}}{}^{\text{необ}} = 907,9 - 877 = 30,9 \frac{\text{кг}}{\text{т}}.$$

Перевищення фактичної продуктивності ВУ над необхідною ліквідуємо, відповідно до вихідних даних, частковим перепуском вторинної пари першого корпусу в трубопровід вторинної пари 3-го корпусу у кількості  $\Delta E_1^{\text{пер}}$ .

При включенні зазначеного перепуску матимемо:

$$W_{BY}^{необ} = W_{BY}^{факт} = (W_{BY}^{факт})' - 2 \Delta E_1^{неп} \cdot i = i \cdot 907,9 - 2 \Delta E_1^{неп} = 877 \text{ кг/т},$$

Звідки визначаємо, що  $\Delta E_1^{неп} = 30,9 : 2 = 15,45 \text{ кг/т}$ .

### 6.9. Визначення продуктивності корпусів випарної установки

Фактичні продуктивності корпусів ВУ,  $W_i$ , при наявних міжкорпусних перепусках пари:

$$W_5 = W_5' = E_5 = 27,3 \text{ кг/т},$$

$$W_4 = W_5 + E_4 = 27,3 + 21,7 = 49 \text{ кг/т},$$

$$W_3 = W_4 + E_3 - \Delta E_1^{неп} = 49 + 157,2 - 15,45 = 190,75 \text{ кг/т},$$

$$W_2 = W_3 + E_2 = 190,75 + 81,1 = 271,85 \text{ кг/т},$$

$$W_1 = W_2 + i \cdot E_1 + \Delta E_1^{неп} = 271,85 + 50,8 + 15,45 = 338,1 \text{ кг/т}.$$

Фактична продуктивність ВУ дорівнює:

$$W_{BY}^{факт} = i \cdot W_{BY}^{необ} = 338,1 + 271,85 + 190,75 + 49 + 27,3 = 877 \text{ кг/т}.$$

### 6.10. Складаємо таблицю конденсатів

На основі розробленої схеми збору конденсату складається таблиця, в якій систематизовано дані про кількість та температуру конденсату, що надходить з різних джерел в загальний збірник або колонку. За допомогою цієї таблиці визначаються загальний об'єм конденсату та його середня температура. Коли середня температура конденсату, що надходить до збірника або колонки, перевищує температуру стінок трубопроводу та самого резервуару, відбувається процес самовипаровування. Внаслідок цього частина конденсату перетворюється на пару, що призводить до зменшення його кількості в системі. Як ми побачимо далі, деякі значення для таблиці будуть обчислюватися безпосередньо в процесі її заповнення, і ці значення, в свою чергу, будуть потрібні для визначення інших показників.

Таблиця 6.5

## Розподіл конденсатів по збірниках конденсатів

| №<br>№<br>п/п                                         | Дж. надх.<br>конденсату                       | К-ть<br>надійшовшого<br>конд.,<br>кг/т | Т,<br>Кон<br>денсат<br>у,<br>°С | Заг.<br>к-ть<br>конд.<br>кг/т | Сер.<br>темп<br>конд<br>,<br>°С | Т,<br>відтяжк<br>и<br>пари<br>самовип<br>,<br>°С | К-ть<br>пари<br>самови<br>п,<br>кг/т | Кіл.<br>конд.,<br>що<br>залишив<br>ся (у<br>збірнику<br>,<br>кг/т |
|-------------------------------------------------------|-----------------------------------------------|----------------------------------------|---------------------------------|-------------------------------|---------------------------------|--------------------------------------------------|--------------------------------------|-------------------------------------------------------------------|
| 1                                                     | 2                                             | 3                                      | 4                               | 5                             | 6                               | 7                                                | 8                                    | 9                                                                 |
| Збірник конденсату відпрацьованої пари (ЗК-Р)         |                                               |                                        |                                 |                               |                                 |                                                  |                                      |                                                                   |
| 1.                                                    | Грійна<br>камера ВА<br>1-го<br>корпусу<br>ВУ  | 338,1                                  | 137                             |                               |                                 |                                                  |                                      |                                                                   |
| 2.                                                    | Підігрівни<br>к соку<br>перед ВУ<br>5-та гр . | 14,1                                   | 137                             |                               |                                 |                                                  |                                      |                                                                   |
|                                                       | Разом                                         |                                        |                                 | 352,2                         | 137                             | 140                                              | -                                    | 371,1                                                             |
| Збірник конденсату вторинної пари 1-го корпусу (ЗК-1) |                                               |                                        |                                 |                               |                                 |                                                  |                                      |                                                                   |
| 1.                                                    | Грійна<br>камера ВА<br>2-го<br>корпусу<br>ВУ  | 271,85                                 | 130                             |                               |                                 |                                                  |                                      |                                                                   |

|    |                                             |      |     |        |       |       |   |        |
|----|---------------------------------------------|------|-----|--------|-------|-------|---|--------|
| 2. | Підігрівни<br>к соку<br>перед ВУ<br>4-ї гр. | 16   | 127 |        |       |       |   |        |
| 3. | Ящики<br>клеровки<br>та сиропу              | 5,4  | 126 |        |       |       |   |        |
| 4. | Ящики<br>відтоків                           | 11,4 | 126 |        |       |       |   |        |
|    | Разом                                       |      |     | 304,65 | 129,6 | 132,9 | - | 304,65 |

Колонка конденсату вторинної пари 2-го корпусу (КК-2)

|    |                                              |        |     |        |       |     |     |        |
|----|----------------------------------------------|--------|-----|--------|-------|-----|-----|--------|
| 1. | Грійна<br>камера ВА<br>3-го<br>корпусу<br>ВУ | 190,75 | 122 |        |       |     |     |        |
| 2. | Підігрівни<br>к соку<br>перед ВУ<br>3-ї гр.  | 13,8   | 122 |        |       |     |     |        |
| 3. | ВУ 2-го<br>продукту                          | 57     | 120 |        |       |     |     |        |
| 4. | ВУ 3-го<br>продукту                          | 10,3   | 120 |        |       |     |     |        |
|    | Разом                                        |        |     | 271,85 | 121,5 | 117 | 2,3 | 269,55 |

Колонка конденсату вторинної пари 3-го корпусу (КК-3)

|    |                                              |        |     |       |       |       |     |     |
|----|----------------------------------------------|--------|-----|-------|-------|-------|-----|-----|
| 1. | Грійна камера ВА 4-го корпусу ВУ             | 49     | 115 |       |       |       |     |     |
| 2. | Парові камери дифузії                        | 16,8   | 113 |       |       |       |     |     |
| 3. | Підігр. соку 1-ї сатурації перед фільтрацією | 14,6   | 114 |       |       |       |     |     |
| 4. | Підігр. соку перед 2-ю сатурацією 2-ї групи. | 12,2   | 114 |       |       |       |     |     |
| 5. | Підігр.сок у перед ВУ 2-ої групи             | 19,6   | 114 |       |       |       |     |     |
| 5. | ВУ 1-го продукту                             | 97,7   | 113 |       |       |       |     |     |
| 7. | Колонка конд. втор.пари 2-го корпусу         | 269,55 | 117 |       |       |       |     |     |
|    | Разом                                        |        |     | 481,4 | 115,0 | 108,9 | 6,4 | 475 |

Збірник конденсату вторинної пари 4-го корпусу (ЗК-4)

|    |                                                                                                             |        |       |  |  |  |  |  |
|----|-------------------------------------------------------------------------------------------------------------|--------|-------|--|--|--|--|--|
| 1. | Грійна камера ВА 5-го корпусу                                                                               | 27,3   | 105   |  |  |  |  |  |
| 2. | Підігр. соку перед основною гарячою дефекацією 2-ї гр.                                                      | 27,7   | 104,0 |  |  |  |  |  |
| 3. | Колонка конденсату вторинної пари 3-го корпусу                                                              | 475    | 107,9 |  |  |  |  |  |
| 4. | Конд. втор. пари 1-го корпусу після часткового відбору в ТЕЦ, після підігр. перед другою сатурацією 1-ї гр. | 214,15 | 108,6 |  |  |  |  |  |

|    |                                                                                                                |      |    |        |       |       |  |        |
|----|----------------------------------------------------------------------------------------------------------------|------|----|--------|-------|-------|--|--------|
| 5. | Конд.<br>втор. пари<br>5-го<br>корпусу<br>після<br>підігр.<br>соку перед<br>основною<br>дефекаціє<br>ю 3-ї гр. | 27,3 | 95 |        |       |       |  |        |
|    | Разом                                                                                                          |      |    | 771,45 | 107,4 | 107,9 |  | 771,45 |

Кількість поверненого конденсату в ТЕЦ  $G_{\text{конд}}^{\text{пов}} = 1,25 D_{\text{конд}}^{\text{техн}}$ , де  $D_{\text{конд}}^{\text{техн}}$  - кількість технологічної пари, яка надійшла з ТЕЦ в завод і дорівнює:

$$D_{\text{конд}}^{\text{техн}} = (D_{\text{ВУ}} = W_1) + \Delta E_p + D_{\text{інші}} = 338,1 + 14,1 + 10 = 362,2 \text{ кг/т.}$$

$$\text{Маємо: } G_{\text{конд}}^{\text{пов}} = 1,25 \cdot 362,2 = 452,7 \text{ кг/т.}$$

Ця потреба в поверненому конденсаті забезпечується:

А) конденсатом відпрацьованої (технологічної) пари, що надійшов в збірник ЗК-Р у кількості 362.2 кг/т;

Б) конденсатом вторинної пари 1-го корпусу ВУ у кількості:

$$G_{1\text{к}}^{\text{пов}} = 452,7 - 362,2 = 90,5 \text{ кг/т.}$$

Таким чином з  $304,65 \frac{\text{кг}}{\text{т}}$  конденсату вторинної пари 1-го корпусу, зібраного в збірнику ЗК-1 і прокаченого насосом через підігрівник соку перед 2-гою сатурацією,  $90,5 \frac{\text{кг}}{\text{т}}$  відбирається в ТЕЦ для живлення парових котлів, а решта конденсату у кількості  $304,65 - 90,5 = 214,15 \frac{\text{кг}}{\text{т}}$  направляється в збірники конденсату вторинної пари 4-го корпусу.

Визначимо температуру цього конденсату на виході з підігрівника перед подачею його в ТЕЦ.

Для нагрівання соку в підігрівнику 2-ої групи перед 2-ою сатурацією згідно таблиці 5.5 необхідно відібрати від конденсату теплоту у кількості  $Q_{\text{конд}}^{1\text{к}} = 27282 \text{ кДж/т}$ . Баланс теплоти в цьому підігрівнику має вигляд:

$$Q_{\text{конд}}^{1\text{к}} = G_{\text{конд}}^{1\text{к}} \cdot c_{\text{конд}} \cdot [t_{\text{конд}}^{3\text{к}-1} - t_{\text{конд}}^{2\text{к}}], \text{ звідки :}$$

$$t = 130 - \frac{27282}{304,65 \cdot 4,19} = 130 - 21,4 = 108,6^\circ\text{C}.$$

Таким чином кінцева температура конденсату вторинної пари 1-го корпусу після підігрівника дорівнює  $108,6^\circ\text{C}$ .

Визначаємо температуру конденсату відпрацьованої пари після конденсато-сокового підігрівника соку перед ВУ 1-ої групи,  $t$ .

Згідно таблиці 5.3 потреба в теплоті для нагрівання соку в зазначеному підігрівникові складає  $Q_{\text{конд}}^{\text{відп}} = 51886$  кДж/т.

Тоді рівняння теплового балансу підігрівника має вид:

$$Q_{\text{конд}}^{\text{відп}} = G_{\text{конд}}^{\text{відп}} \cdot c_{\text{конд}} [t_{\text{конд}}^{\text{ек-р}} - t, \text{ звідки знаходимо, що:}$$

$$t = 137 - 34,2 = 102,8^\circ\text{C}.$$

Визначаємо середню температуру конденсату, відібраного в ТЕЦ:

$$t_{\text{конд}}^{\text{ТЕЦ}} = (G_{\text{конд}}^{\text{відп}})_{\text{пов}} \cdot (t_{\text{конд}}^{\text{кінц}})_{\text{відп}} + (G_{\text{конд}}^{\text{вм1к}})_{\text{пов}} \cdot t = \frac{362,2 \cdot 102,8 + 90,5 \cdot 108,6}{362,2 + 90,5} = 103,5^\circ\text{C}.$$

Кількість пари, яка утворилася в колонці конденсату вторинної пари 2-го корпусу (пара самовипаровування):

$$e_2^{\text{факт}} = G_{\text{конд}}^{\text{кол-2}} \cdot c_{\text{конд}} \cdot \frac{(t_{\text{конд}}^{\text{сер}})^{\text{кол-2}} - t_{\text{відт}}^{\text{кол-2}}}{r_{t=118} \text{ } ^\circ\text{C}} = 271,85 \cdot 4,19 \cdot \frac{121,5 - 118}{2208,5} = 1,8 \text{ кг/т.}$$

Де:  $G_{\text{конд}}^{\text{кол-2}}$  та  $(t_{\text{конд}}^{\text{сер}})^{\text{кол-2}}$  кількість конденсату, що надійшов в колонку, та його температура;  $t_{\text{відт}}^{\text{кол-2}}$  – температура відтяжки пари, що утворилася в колонці.

Кількість пари, яка утворилася в колонці конденсату вторинної пари 3-го

$$\text{корпусу } e_3^{\text{факт}} = G_{\text{конд}}^{\text{кол-3}} \cdot c_{\text{конд}} \cdot \frac{(t_{\text{конд}}^{\text{сер}})^{\text{кол-3}} - t_{\text{відт}}^{\text{кол-3}}}{r_{t=108,9} \text{ } ^\circ\text{C}} = 481,4 \cdot 4,19 \cdot \frac{115 - 108,9}{2234} = 5,5 \text{ кг/т.}$$

Таким чином визначені величини кількості пари самовипаровування  $e_2$  і  $e_3$  мало відрізняється від прийнятих раніше, тому робити уточнення наведених вище розрахунків робити недоцільно.

### 6.11. Використання теплоти конденсату зі четвертого збірника конденсату

Увесь конденсат із збірника конденсату ЗК-4 з початковою температурою  $107,4^{\circ}\text{C}$  подається в підігрівник 2-ої групи соку перед основною гарячою дефекацією. Кількість цього конденсату дорівнює  $G_{\text{конд}}^{\text{ЗК-4}}=771,45$  кг/т

Враховуючи тепловий баланс визначаємо температуру конденсату на виході з підігрівника. Користуючись таблицею 6.5 бачимо, що кількість теплоти, яка передається до соку від конденсату,  $Q_{\text{під}}=79960,8$  кДж/кг.

Так, як:  $Q_{\text{під}}=G_{\text{конд}} \cdot c \cdot \Delta t$ , тоді

$$t_{\text{конд}}^{\text{кінц}} = t_{\text{конд}}^{\text{поч}} - \frac{Q_{\text{під}}}{G_{\text{конд}} \cdot c} = 107,5 - \frac{79960,8}{771,45 \cdot 4,19} = 107,5 - 24,7 = 82,8^{\circ}\text{C} .$$

Звідси: температура конденсату після конденсато-сокового підігрівника дорівнює  $82,8^{\circ}\text{C}$  .

Отже вихідними даними передбачене нагрівання конденсатом, який виходить після конденсато-сокового підігрівника соку перед основною гарячою дефекацією 2-ої групи і має обраховану вище температуру  $82,8^{\circ}\text{C}$ , жомопресової води після жомових пресів в пластинчатому водо-конденсатному підігрівникові в кількості  $G_{\text{конд}}=600 \frac{\text{кг}}{\text{т}}$ . Розрахуємо кінцеву температуру конденсату, використовуючи раніше обраховану потребу в теплоті для нагрівання жомопресової води у кількості  $Q_{\text{ж.п.}} = 27654$  кДж/т.

$Q_{\text{ж.п.}} = G_{\text{конд}} \cdot C \cdot (t_{\text{конд}}^{\text{поч}} - t_{\text{конд}}^{\text{кінц}})$ , звідки маємо, що:

$$t_{\text{конд}}^{\text{кінц}} = \Delta t_{\text{конд}} + t_{\text{конд}}^{\text{поч}} - \frac{Q_{\text{ж.п.}}}{G_{\text{конд}} \cdot C} = 81,5 - \frac{27654}{771,45 \cdot 4,19} = 81,5 - 8,6 = 72,9^{\circ}\text{C} .$$

Охолоджений до температури  $72,9^{\circ}\text{C}$  конденсат надійде в збірник аміачних конденсатів, звідки в кількості  $250 \text{ кг/т}$ , як живильна вода, надійде в дифузійний апарат, а решта конденсату буде використана для технологічних та побутових потреб.

## 6.12. Розрахунок енергоресурсів для потреб цукрового заводу

Визначаємо витрату теплової енергії на технологічні потреби заводу,  $Q_{\text{техн}}^{\text{розр}}$ .

Для реалізації теплотехнологічних процесів цукровий завод одержує від ТЕЦ технологічну пару в кількості  $D_{\text{техн}}$ , що забезпечує потребу споживачів цієї пари. Більша частка цієї пари надходить у випарну установку,  $D_{\text{вп}}$ , а решта в інші споживачі,  $D_{\text{інші}}$ , тобто:  $D_{\text{техн}} = D_{\text{вп}} + D_{\text{інші}}$ .

Кількість теплоти, яка надходить до заводу з технологічною парою з ТЕЦ, дорівнює:

$$Q'_{\text{зав}} = (D_{\text{вп}} + D_{\text{інші}}) \cdot h''_{\text{прот}}, \frac{\text{кДж}}{\text{т}},$$

Раніші розрахунки показали, що загальна кількість пари, необхідна для роботи всієї випарної установки, дорівнює кількості пари, яку споживає лише перший корпус, тобто:

$$D_{\text{вп}} = D_{1\text{к}} = W_1 = \frac{338,1 \text{ кг}}{\text{т}}.$$

$h''_{\text{прот}}$  – ентальпія технологічної пари, яку одержують після охолоджувальної установки (ОУ) турбіни, а також після редуційно-охолоджувальної установки (РОУ). Її значення для сухої насиченої пари приймають з таблиць термодинамічних властивостей води і водяної пари для тиску,  $p_{\text{прот}}$ , при якому перебуває пара на виході з парової турбіни.

Величина протитиску розраховується як:

$$p_{\text{прот}} = p_{\text{ПВУ}} + 0,2 \text{ бар}.$$

Величина  $p_{ПВУ}$  приймається зі згаданих вище таблиць як функція температури сухої насиченої пари, що надходить в 1-ий корпус ВУ, тобто  $p_{ПВУ} = f(t_{нагр}^{1к} = 140^\circ\text{C}) = 3,61 \text{ бар}$ . Довільно приймемо втрату тиску пари при його русі з ТЕЦ в завод на рівні 0,2 бар. [2]

В результаті одержимо, що  $p_{прот} = 3,61 + 0,2 = 3,81 \text{ бар}$ . Тискові 3,81 бар відповідає значення ентальпії  $h''_{прот} = 2552,7 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$ . Отже в завод надходить теплота з технологічною парою у кількості:

$$Q'_{зав} = (338,1 + 24,1) \cdot 2552,7 = 0,924 \cdot 10^6 \text{ кДж/т.}$$

Частина теплоти, що надходить на завод із ТЕЦ, повертають в ТЕЦ у кількості  $Q_{конд}^{нов}$  як теплоту конденсату, необхідного для роботи парових котлів.

Як обраховано раніше в ТЕЦ необхідно повернути конденсат у розмірі:  $G_{конд}^{нов} = 1,25 \cdot [D_{ВУ} + D_{інші}] = 1,25(338,1 + 14,1 + 10) = 1,25 \cdot 441,9 = 440,25 \text{ кг/т.}$

Зокрема, конденсат технологічної (відпрацьованої) пари відбирається зі збірника конденсату ЗК-Р і направляється на ТЕЦ через підігрівник соку перед ВУ першої групи. Його кількість дорівнює:

$(G \dot{m}_{конд}^{нов})_{рем} = 338,1 + 14,1 = 352,2 \text{ кг/т}$ , а температура його після підігрівника  $102,8^\circ\text{C}$ .

Кількість конденсату вторинної пари 1-го корпусу, що має надійти в ТЕЦ, дорівнює:

$$(G \dot{m}_{конд}^{нов})_{1к} = 440,25 - 352,2 = 88,05 \text{ кг/т.}$$

На ТЕЦ встановлено деаератор атмосферного тиску з робочою температурою  $104,8^\circ\text{C}$ , тому конденсат, що повертається на ТЕЦ, потрібно, щоб мав температуру, близьку до  $100^\circ\text{C}$ . Це робиться з метою можливості догріву конденсату, який надходить в головку деаератора, від  $100^\circ\text{C}$  до  $104,8^\circ\text{C}$ , використовуючи теплоту пари з розширювача безперервної продування та з розширювача дренажів низького тиску.

При поверненні в ТЕЦ конденсату з температурою, більшою 100 °С, з деаератора втрачатиметься теплота в кількості, пропорційній різниці між фактичною температурою конденсату, що повертається, і 100°С. В нашому випадку, оскільки середня температура поверненого конденсату дорівнює 102,8°С, його ентальпію для подальших розрахунків слід прийняти при 100°С, а саме:

$$h_{\text{конд}}^{\text{пов}} = 100 \cdot 4,19 = 419 \text{ кДж/кг.}$$

Отримаємо повернену в ТЕЦ кількість теплоти, яка буде становити:

$$Q_{\text{конд}}^{\text{пов}} = G_{\text{конд}}^{\text{пов}} \cdot h_{\text{конд}}^{\text{пов}} = 440,25 \cdot 419 = 0,184 \cdot 10^6 \frac{\text{кДж}}{\text{т}}.$$

Фактична питома витрата тепла при переробці цукрових буряків, буде дорівнювати:

$$Q_{\text{техн}}^{\text{факт}} = Q_{\text{зав}}^{\text{зав}} - Q_{\text{конд}}^{\text{пов}} = 0,924 \cdot 10^6 - 0,184 \cdot 10^6 = 0,74 \cdot 10^6 \text{ кДж/тонну буряків.}$$

Розрахункове значення питомої витрати теплоти,  $Q_{\text{техн}}^{\text{розр}}$ , визначають введенням коефіцієнта 1,1 до визначеного фактичного питомого споживання, тоді:

$$Q_{\text{техн}}^{\text{розр}} = 1,1 \cdot Q_{\text{техн}}^{\text{факт}} = 1,1 \cdot 0,74 \cdot 10^6 = 0,814 \cdot 10^6 \text{ кДж/тонну буряків.}$$

Визначаємо необхідну кількість технологічної пари, яку має одержати від ТЕЦ цукровий завод:

$$D_{\text{техн}}^{\text{розр}} = \frac{Q_{\text{техн}}^{\text{розр}} \cdot A}{24 \cdot r_{140}} = \frac{0,814 \cdot 10^6 \cdot 10000}{24 \cdot 2144,9} = 158119 \frac{\text{кг}}{\text{год}} = 158,1 \text{ т/год.}$$

### 6.13. Забезпечення цукрового заводу технологічною парою

Джерелом технологічної пари для заводу є парова турбіна з протитиском, оснащена РОУ. Така схема забезпечує подачу пари з тиском, вищим за атмосферний. Турбогенератор, як зазначалось раніше, може працювати за електричним або тепловим графіком.

Під час роботи турбогенератора за електричним графіком після парової турбіни отримується кількість технологічної пари  $D_{турб}^{техн.}$ , що визначається згідно рівняння:

$$D_{турб}^{техн.} = \frac{N_{год} \cdot 3600 \cdot (1 + \beta_{ОУ})}{\eta \eta}$$

$N_{год} = N_{пит} \cdot A_{год}$ , – формула для визначення витрати електричної енергії для переробки цукрових буряків, кВт·год/год,

де:  $N_{пит}$  – питоме споживання електроенергії при переробці цукрових буряків,  $\frac{кВт \cdot год}{тонн бур.}$  буряків.

Припустимо, що  $N_{пит} = 30 \frac{кВт \cdot год}{тонн бур.}$ ;

$A_{год}$  – годинна продуктивність заводу,  $\frac{6000}{24} = 250 \frac{тонн бур.}{год.}$ ;  $N_{год} = 30 \cdot 250 = 7500$

кВт·год/год – кількість електричної енергії, що витрачається заводом за годину;

$\eta_{ем}$  – електромеханічна коефіцієнт корисної дії турбогенератора, приймемо, що

$$\eta_{ем} \approx 0,96;$$

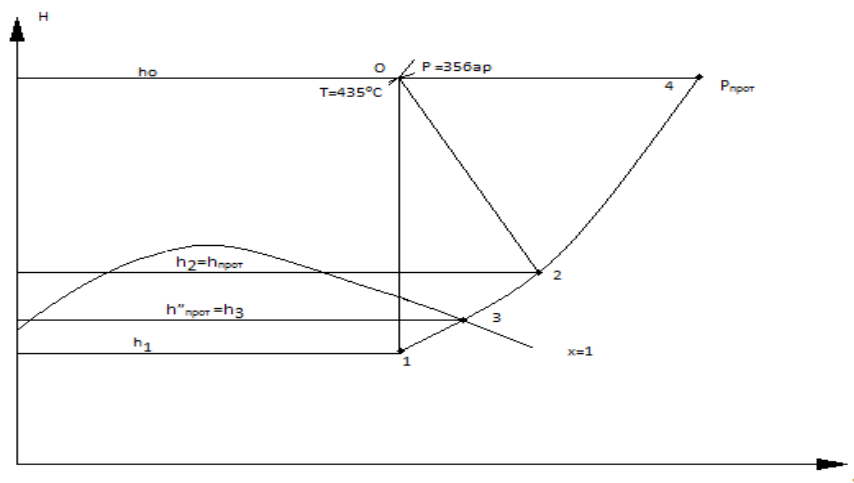
$h_o$  – ентальпія пари перед турбіною, при тиску пари 35 бар і її температурі 435 °С відповідає значенню 3330 кДж/кг;

$h_{прот}$  – ентальпія пари на виході з проточної частини турбіни, кДж/кг, яка визначається на основі графіка робочого процесу розширення пари в проточній частині турбіни в координатах h-S. Приймемо, що  $\eta_{ei} = 0,74$ . Це відношення кількості теплоти, перетвореної в механічну енергію обертання ротора турбіни потоку, де відбувається розширення пари в турбіні від точки 0 з параметрами p=35 бар, t=435°C, початкового стану, до точки 2, кінцевого стану, в координатах h-S.[1]

Внутрішній індикаторний ККД парової турбіни довільно приймемо рівним  $\eta_{ei} = 0,74$ . Це відношення кількості теплоти, перетвореної в механічну енергію обертання ротора турбіни у фактичному процесі розширення пари ( $h_o - h_2$ ), до

кількості теплоти, яка перетворилася б в механічну енергію, якби процес розширення пари в проточній частині турбіни був ідеальним (тобто адіабатичним), звідки маємо:

$$\eta_{ei} = \frac{h_0 - h_2}{h_0 - h_1}$$



**Рис. 6.2. Робота турбіни в координатах h-S – діаграми**

Тоді маємо: 
$$h_2 = h_0 - \eta_{ei} \cdot (h_0 - h_1),$$

де  $h_1$  – ентальпія пари в кінцевій точці теоретичного процесу розширення пари. Точка 1 в діаграмі h-s для водяної пари - це точка перетину вертикалі, проведеної вниз із 0, з ізобарою  $P_{prot}$ . Їй відповідає ентальпія, яка дорівнює

$$h_1 = \frac{2752 \text{ кДж}}{\text{кг}}.$$

Маємо:  $h_2 = 3330 - 0,74 \cdot (3330 - 2752) = 3330 - 0,74 \cdot 578 = 3330 - 428 = 2902$  кДж/кг. [3]

З точки на осі ординат, яка відповідає отриманому значенню  $h_2 = h_{prot} = 2902 \text{ кДж/кг}$ , проводиться горизонтальна лінія, що перетинає лінію ізобари  $P_{prot}$  у точці 2, яка характеризує фактичний стан пари на виході з проточної частини турбіни.

Перегріта пара в точці 2 охолоджується до сухої насиченої пари за допомогою живильної води, яка відбирається після живильних насосів ТЕЦ. Для максимально ефективного охолодження воду розпилюють на дрібні краплі під

високим тиском. Спочатку вода нагрівається від початкової температури  $t_{ж.в.}$  приблизно  $104^{\circ}\text{C}$  (типова температура після деаератора), а потім до температури насичення, яка відповідає тиску в охолоджувальній установці. Тільки після досягнення температури насичення вода починає випаровуватися, утворюючи пару  $\beta_{oy}$  ( а в РОУ -  $\beta_{РОУ}$  ). Практично, кількість живильної води, що подається для охолодження пари на ОУ та РОУ, на 20% більша кількості води, яка випаровується і утворює додаткову кількість сухої насиченої пари. Тому для одержання 1 кг додаткової сухої насиченої пари необхідно подати 1,2 кг живильної води до РОУ та ОУ, з яких 1кг перетвориться в пару, а 200 грам лише нагріються до температури  $t_{пром} = f(p_{пром})$  і їх необхідно постійно відводити в розширювач дренажів низького тиску.

Кількість додаткової пари, що виробляється на кілограм пари, яка поступає в ОУ:

$$\beta_{oy} = h_{пром} - h_{пром} - h_{ж.в.} + 0,2 \cdot (h'_{пром} - h_{ж.в.}), \frac{\text{кг додатково утв. пари}}{\text{на 1 кг пари після турб.}}$$

коли:  $h_{пром}$  – це ентальпія пари після ОУ турбіни,  $h_{пром} = f(p_{пром} = 3,86 \text{ бар}) = 2736,9$  кДж/кг;

$h'_{пром}$  - це параметр ентальпії живильної води, яка догрівається до температури насичення:  $p_{пром}, h'_{пром} = f(p_{пром} = 3,86 \text{ бар}) = 599,4$  кДж / кг;

$h_{ж.в.}$  - це параметр ентальпії живильної води на вході в ОУ і РОУ,  $h_{ж.в.} = 104 \cdot 4,19 = 435,76$  кДж/кг.

Отримуємо:

$$\beta_{oy} = \frac{2902 - 2736,9}{(2736,9 - 435,76) + 0,2 \cdot (599,4 - 435,76)} = \frac{165,1}{2301,14 + 0,2 \cdot 163,64} = 0,07 \frac{\text{кг додатково утв. пари}}{\text{на 1 кг пари після турб.}}$$

У охолоджувальній установці з пониженим тиском (РОУ), пара, що має такі самі параметри, як і пара перед турбіною (точка 0 на діаграмі h-S), спочатку відбирається і направляється до точки з тиском, що дорівнює протитиску

турбіни (точка 4 на діаграмі h-S). Далі, при постійному тиску (ізобарно), пара охолоджується до стану сухої насиченої пари (точка 3 на діаграмі h-S). [2]

Виробництво додаткової сухої насиченої пари в РОУ на одиницю маси початкової пари визначається за рівнянням:

$$\beta_{\text{РОУ}} = \frac{h_0 - h_{\text{прот}}''}{(h_{\text{прот}}'' - t_{\text{ж.с.}}) + 0,2(h_{\text{прот}}' - t_{\text{ж.с.}})} = \frac{3330 - 2736,9}{(2736,9 - 435,76) + 0,2(599,4 - 435,76)} =$$

$$\frac{593,1}{2290,14 + 0,2 \cdot 163,64} = 0,25 \frac{\text{кг додатково утв. пари}}{\text{на 1 кг пари після турб.}}$$

Далі визначаємо показник  $D_{\text{турб}}^{\text{техн}}$ , згідно за формулою:

$$D_{\text{турб}}^{\text{техн}} = \frac{7500 \cdot 3600 \cdot (1 + 0,07)}{(3330 - 2902) \cdot 0,96 \cdot 10^3} = 70,31 \text{ т/год.}$$

Необхідна для одержання пара після РОУ складає:

$$D_{\text{техн}}^{\text{РОУ}} = D_{\text{техн}} - D_{\text{техн}}^{\text{турб}} = 121,52 - 70,31 = 51,21 \frac{\text{т}}{\text{год}}$$

Розрахувати масову витрату пари, яка надходить на парову турбіну  $D_{\text{турб}}$  та кількість пари, яка подається на систему охолодження (РОУ) після парового котла  $D_{\text{РОУ}}$ , якщо витрата пари парового котла на допоміжні процеси ТЕЦ становить 4% від загальної витрати пари на турбіну і РОУ, а загальна продуктивність парогенератора ТЕЦ  $D_{\text{ТЕЦ}}$ , то виходить, що:

$$D_{\text{сум}} = D_{\text{турб}} + D_{\text{РОУ}} = 65,71 + 41 = 106,71 \text{ т/год.}$$

$$D_{\text{ТЕЦ}}^{\text{вл.п.}} = 0,04 \cdot D_{\text{сум}} = 0,04 \cdot 106,71 = 4,27 \frac{\text{т}}{\text{год}},$$

$$D_{\text{ТЕЦ}} = D_{\text{сум}} + D_{\text{ТЕЦ}}^{\text{вл.п.}} = 106,71 + 4,27 = 110,98 \frac{\text{т}}{\text{год}}.$$

Коли турбіна працює відповідно до заздалегідь визначеного теплового графіку, то після охолоджувача турбіни можна забезпечити всю необхідну пару для технологічних потреб станції, вимкнувши пристрій для зниження тиску пари та систему охолодження.

Тоді потужність турбогенератора становитиме:

$$N_{ген} = D_{техн} \eta_{ем} \dot{t} \text{ кВт.}$$

Одержана величина  $N_{ген}$  перевищує необхідну для роботи заводу електричну потужність турбогенератора  $N_{зод}$ , яка визначена на початку пункту 19/1 і дорівнює  $N_{зод} = 7500$  кВт.

Надлишок електричної потужності у кількості  $\Delta N = N_{ген} - N_{зод} = 12962 - 7500 = 5462$  кВт доцільно використати для щогодинного постачання в електричну мережу електричної енергії у кількості  $5462 \text{ кВт} \cdot \text{год}$  за годину.

Кількість пари, яка має поступити до парової турбіни,  $D_{турб}$ , відповідно після котлів :

$$D_{турб} = \frac{D_{техн}^{\square}}{1 + \beta_{oy}} = \frac{121,52}{1 + 0,07} = 113,57 \text{ т/год.}$$

Враховуючи, що витрата пари на допоміжні потреби становить 4% від витрати пари на турбіну, можна розрахувати необхідну теплову потужність парового котла, яка становить:

$$\text{ТЕЦ. } D_{ТЕЦ}^{вл.п.} = 0,04 \cdot D_{турб}, \quad D_{ТЕЦ} = D_{турб} + D_{ТЕЦ}^{вл.п.} = (1 + 0,04) \cdot D_{турб} = 1,04 \cdot 113,57 = 118,11 \frac{\text{т}}{\text{год}}.$$

## ВИСНОВКИ

1. Аналіз існуючих конденсатних схем підтвердив їх відповідність сучасним теплотехнологічним вимогам цукрового виробництва.
2. Були визначені критерії оцінки ефективності систем відведення, збирання та використання конденсатів, їх забезпечення в реальних конденсатних схемах.
3. Ефективність використання конденсатів як джерела енергії тісно пов'язана з тим, як налаштовані системи, які керують роботою випарних установок. Тому, перш ніж впроваджувати нові методи використання тепла конденсатів, необхідно ретельно оцінити, як це вплине на роботу всього обладнання.
4. Було визначено допустиму межу охолодження конденсатів з головних корпусів випарних установок, що повертаються в ТЕЦ. Показано, що переохолодження конденсатів нижче  $100^{\circ}\text{C}$  є енергетично недоцільним.
5. З огляду на стабілізацію температурного режиму на корпусах випарних установок, обумовлену застосуванням антинакипінів, втрачається актуальність аргументів на користь заміни гідравлічних колонок збірниками конденсату.
6. Необхідно провести інженерну модернізацію конструкції гідравлічних колонок для конденсату.
7. У проведеному тепловому розрахунку цукрового заводу було визначено оптимальні умови використання теплоти конденсатів та розраховано точну потребу в тепловій та електричній енергії для роботи заводу.

## СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Основи теплотехнології цукрового виробництва. Автори: Прядко М.О., Масліков М.О., Петренко В.П., Павелко В.І., Філоненко В.М., 2007. „Нова книга” Вінниця.
2. Теплове господарство цукрових заводів. Навчальний посібник КТІХП, Тобілевич Н.Ю., Прядко М.О.
3. Физико – химические процессы сахарного производства, Москва, 1987. Розділ 4 і 5. Тобілевич Н.Ю., Прядко М.О.
4. Ефективність використання теплоти вторинних енергоресурсів (ВЕР) в теплових схемах цукрових заводів. Автори: Прядко М.О., Василенко С.М., Петренко В.П. Журнал „Цукор ” №7, 2010р.
5. Випарювання і випарні апарати у розрахунках і конструюванні. В.Р. Кулінченко, В.Г. Мирончук. Навчальний посібник, Київ 2006.