

**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»

Директор інституту

_____ Сергій БЛАЖЕНКО
(підпис) (ім'я та прізвище)

«___» _____ грудня 2025 р.

«До захисту допущено»

Завідувач кафедри

_____ Валентин ПЕТРЕНКО
(підпис) (ім'я та прізвище)

«___» _____ грудня 2025 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: **ВДОСКОНАЛЕННЯ СИСТЕМ ТЕПЛОСПОЖИВАННЯ ЦУКРОВОГО
ЗАВОДУ НА ОСНОВІ МЕХАНІЧНОЇ КОМПРЕСІЇ ПАРИ З ВАКУУМ-
АПАРАТІВ**

Виконав: здобувач 2 курсу, групи ЗТЕ-2-7М

_____ БАБИК Владислав Олегович _____
(прізвище, ім'я, по батькові повністю) (підпис)

Керівник _____ ПЕТРЕНКО Валентин Петрович _____
(прізвище, ім'я, по батькові повністю) (підпис)

Консультант _____ _____
(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.

_____ (підпис та прізвище здобувача)

Київ – 2025 р.

НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

Навчально-науковий інженерно-технічний інститут ім.акад. І.С.Гулого
Кафедра теплоенергетики та холодильної техніки

Освітній ступінь магістр

Спеціальність 144 Теплоенергетика
(код і назва)

Освітньо-професійна програма Теплоенергетика та енергоефективні технології

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри ТЕХТ

проф. Валентин ПЕТРЕНКО

“15” жовтня 2025 року

З А В Д А Н Н Я

НА КВАЛІФІКАЦІЙНУ РОБОТУ ЗДОБУВАЧА

Бабика Владислава Олеговича

(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Тема роботи Вдосконалення систем теплоспоживання цукрового заводу на основі механічної компресії пари з вакуум-апаратів

керівник роботи д.т.н., проф Петренко Валентин Петрович

(прізвище, ім'я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)

затверджені наказом закладу вищої освіти від “15”10.2025 року № 845-КС

2. Строк подання здобувачем роботи 06.12.2025 року

3. Вихідні дані до роботи матеріали переддипломної практики

4. Зміст пояснювальної записки (перелік питань, які потрібно розробити)

1. Основні напрямки підвищення енергоефективності цукрового виробництва

2. Технічні рішення по збільшенню ефективності цукрового виробництва

3. Розроблення енергоефективної теплової схеми цукрового заводу

4. Розрахунок навантажень випарної установки

5. Розрахунок паро-компресорної установки на стиснення вторинної пари із вакуум апаратів 1 кристалізації до параметрів нагрівної пари

6. Енергоефективні показники роботи ттк завод ТЕЦ

7. Розрахунки поверхні плівкових апаратів хвостової частини ВУ

8. Енерго-ефективні показники роботи ттк завод ТЕЦ 9. Економіко-енергетичні показники ефективності впровадження схеми з механічною компресією пари після вакуум-апаратів

5. Перелік графічного матеріалу

презентація Power Point – 15 слайдів

6. Консультанти розділів роботи

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

КАЛЕНДАРНИЙ ПЛАН

№	Назва етапів виконання кваліфікаційної роботи	Строк виконання етапів роботи	Примітка
1	Отримання завдання на квал. роботу	1.10-03.10.2025	виконав
2	Аналіз літературних джерел	04.10-12.10.2025	виконав
3	Виконання розділу №1 КР	13.10-17.10.2025	виконав
4	Виконання розділу №2 КР	18.10-22.10.2025	виконав
5	Виконання розділу №3 КР	23.10-27.10.2025	виконав
6	Виконання розділу №4 КР	28.10-01.11.2025	виконав
7	Виконання розділу №5 КР	02.11-07.11.2025	виконав
8	Виконання розділу №6 КР	08.11-12.11.2025	виконав
9	Виконання розділу №7 КР	13.11-17.11.2025	виконав
10	Виконання розділу №8 КР	18.11-22.11.2025	виконав
11	Виконання розділу №9 КР	23.11-27.11.2025	виконав
12	Виконання розділу №10 КР	28.11-02.12.2025	виконав
13	Оформлення ПЗ, підготовка презентації	03.12-05.12.2025	

Здобувач

_____ (підпис)

Владислав БАБИК

(ім'я та прізвище)

Керівник роботи

_____ (підпис)

Валентин ПЕТРЕНКО

(ім'я та прізвище)

Зміст.....	5
Анотація.....	6
Вступ.....	7
1. ОСНОВНІ НАПРЯМКИ ПІДВИЩЕННЯ ЕНЕРГОЕФЕКТИВНОСТІ ЦУКРОВОГО ВИРОБНИЦТВА	
1. 1. ОСНОВНІ ЗАСОБИ ПІДВИЩЕННЯ ЕНЕРГОЕФЕКТИВНОСТІ ЦУКРОВОГО ВИРОБНИЦТВА НА СУЧАСНИХ ЗАВОДАХ.....	8
2. ТЕХНІЧНІ РІШЕННЯ ПО ЗБІЛЬШЕННЮ ЕФЕКТИВНОСТІ ЦУКРОВОГО ВИРОБНИЦТВА.....	10
3. РОЗРОБЛЕННЯ ЕНЕРГОЕФЕКТИВНОЇ ТЕПЛОВОЇ СХЕМИ ЦУКРОВОГО ЗАВОДУ	
3.1. Вихідні дані для розрахунку	12
3.2. Схема використання пари з відборів випарної установки.....	13
3.3. Розрахунок паровідборів з ВУ споживачами теплоти теплової схеми заводу.....	16
3.4. Підігрівачі соку перед випарною установкою (PVU)	27
3.5. Витрата пари на вакуум-апарати.....	32
4. РОЗРАХУНОК НАВАНТАЖЕНЬ ВИПАРНОЇ УСТАНОВКИ.....	35
5. Розрахунок паро-компресорної установки на стиснення вторинної пари із вакуум-апаратів 1 кристалізації до параметрів нагрівної пари.	
5.1. Розрахунок 1 ступеня стиснення утфільної пари.....	40
5.2. Розрахунок 2 ступеня стиснення утфільної пари.....	42
5.3. Розрахунок 3 ступеня стиснення утфільної пари	43
5.4. Розрахунок 4 ступеня стиснення утфільної пари (турбокомпресор)	45
6. Енерго-ефективні показники роботи тепло-технологічного комплексу завод-ТЕЦ	
6.1 Енерго-ефективні показники роботи тепло-технологічного комплексу завод-ТЕЦ із середніми параметрами пари на туброустановку.....	47
6.2 Енерго-ефективні показники роботи тепло-технологічного комплексу завод-ТЕЦ з підвищеними параметрами пари на туброустановку.....	49
7. РОЗРАХУНКИ ПОВЕРХНІ ПЛІВКОВИХ АПАРАТІВ ХВОСТОВОЇ ЧАСТИНИ ВУ	
7.1 Розрахунок поверхні теплообміну 5 корпусу ВУ.....	52
7.2 Розрахунок поверхні теплообміну 6 корпусу ВУ.....	55
8. Енерго-ефективні показники роботи тепло-технологічного комплексу завод-ТЕЦ	
8.1 Енерго-ефективні показники роботи тепло-технологічного комплексу завод-ТЕЦ із середніми параметрами пари на туброустановку.....	60
8.2 Енерго-ефективні показники роботи тепло-технологічного комплексу завод-ТЕЦ з підвищеними параметрами пари на туброустановку.....	62
9. ЕКОНОМІКО- ЕНЕРГЕТИЧНІ показники ЕФЕКТИВНОСТІ ВПРОВАДЖЕННЯ СХЕМИ З МЕХАНІЧНОЮ КОМПРЕСІЄЮ ПАРИ ПІСЛЯ ВАКУУМ-АПАРАТІВ	
9.1 ЕКОНОМІКО-ЕНЕРГЕТИЧНІ показники ЕФЕКТИВНОСТІ на середні параметри пари з ТЕЦ.....	65
9.2 ЕКОНОМІКО-ЕНЕРГЕТИЧНІ показники ЕФЕКТИВНОСТІ на підвищені параметри пари з ТЕЦ.....	67
10. ВИСНОВКИ.....	69
11. Література	70
Додатки	

Анотація

В магістерській роботі виконано аналіз ефективності застосування механічного стискання утфільної пари з вакуум-апаратів 1 кристалізації до параметрів нагрівної пари в паро-вентиляторних та паро-турбінному компресорі. Розроблена скоригована до умов використання механічного стискання пари з вакуум-апаратів теплова схема. Виконані розрахунки парових, конденсатних та сокових потоків в збалансованій до нових умов тепловій схемі, виконані розрахунки навантажень тепло-технологічного обладнання, випарної установки. Наведені розрахунки плівкових випарних апаратів для густих сиропів хвостової частини ВУ. Надані розрахунки параметрів пари паро-компресорної установки, що складається з трьох високо напірних вентиляторів та паро-турбінного компресора. Наведені результати техніко-економічного розрахунку ефективності запропонованого варіанта теплової схеми.

Ключові слова: теплоспоживання, цукровий завод, механічна компресія пари, випарна установка

Abstract

The master's thesis analyzes the effectiveness of the application of mechanical compression of utfil vapor from vacuum apparatuses of 1 crystallization to the parameters of heating vapor in steam-fan and steam-turbine compressors. A thermal scheme adjusted to the conditions of use of mechanical compression of vapor from vacuum apparatuses has been developed. Calculations of steam, condensate and juice flows in a thermal scheme balanced to the new conditions have been performed, calculations of loads on heat-technological equipment, an evaporation plant have been performed. Calculations of film evaporators for thick syrups of the tail part of the VU are presented. Calculations of the parameters of the steam of a steam-compressor plant, consisting of three high-pressure fans and a steam-turbine compressor, are provided. The results of the technical and economic calculation of the efficiency of the proposed variant of the thermal scheme are presented.

Keywords: *heat consumption, sugar factory, mechanical vapor compression, evaporation plant*

Вступ

В харчовій галузі цукрове виробництво займає панівну сходинку в ієрархії енергоспоживання на технологічний процес. Частка витрати енергоносіїв в готовій продукції складає від 22 до 30% залежно від повноти використання ВЕР, досконалості технологічного процесу та ритмічності процесу виробництва. На сучасних цукрових заводах практично вичерпані ресурси вдосконалення тепло-технологічних процесів виробництва по основним напрямках енергозберігаючих технологій – мінімальної витрати водних надходжень на технологічний процес; максимального використання ВЕР на нагрівання продуктів виробництва на заміну відборів пари з корпусів ВУ; проведення заходів по збільшенню кратності випаровування на ВУ як компенсаційні заходи з використання ВЕР; ритмічності роботи заводу. Впровадження перелічених заходів при роботі на сучасному обладнанні дозволяє скоротити витрати палива (газу) до 25 – 23 % до маси буряків, що є практично гранично можливою межею. Значним резервом зменшення витрати палива на технологічний процес є застосування механічного стискання пари з вакуум-апаратів, що направляється на конденсатор для повторного використання на уварювання утфелю. Аналізу ефективності даного технічного рішення присвячена дана робота.

1. ОСНОВНІ НАПРЯМКИ ПІДВИЩЕННЯ ЕНЕРГОЕФЕКТИВНОСТІ ЦУКРОВОГО ВИРОБНИЦТВА

1. 1. ОСНОВНІ ЗАСОБИ ПІДВИЩЕННЯ ЕНЕРГОЕФЕКТИВНОСТІ ЦУКРОВОГО ВИРОБНИЦТВА НА СУЧАСНИХ ЗАВОДАХ

На сучасному цукровому заводі енергоефективність виробництва цукру за умови ритмічної роботи підприємства залежить від наступних основних факторів:

1. Проведення технологічного процесу з мінімально можливим надходженням води на технологічний верстат;
2. Максимально можливе використання вторинних енергоресурсів на нагрівання продуктів виробництва (соків) замість пари з випарної установки;
3. Створення теплової схеми з високою кратністю випаровування на випарній установці для забезпечення концентрації сиропу з ВУ на рівні 70% за умови глибокого використання ВЕР.

Для обмеження кількості води на технологічному верстаті в теплотехнологічній схемі повинні бути:

1. Жомові преси глибокого віджиму бурякового жому. За даної умови зменшується відкачка соку з 125 – 120% до 110 – 105 % до м.б. при збереженні втрат цукру та підвищенні чистоти дифузійного соку.
2. Камерні пресфільтри для фільтрації суспензії соку 1 сатурації. За даної умови зменшується кількість води на промивання осаду та зведені до мінімуму втрати теплоти, оскільки фільтрований промий не охолоджується у вакуумних камерах, що має місце у вакуум-фільтрах.
3. На гасіння вапна подається не конденсат (вода), а промії з фільтрів у суміші з фільтрованим соком 2 сатурації.

Максимальне використання ВЕР передбачає:

1. Повне використання теплоти конденсатів хвостової частини випарної установки на нагрівання соку та живлення дифузійних апаратів замість барометричної води.
2. На живлення дифапаратів, як екстрагент цукру, використовувати лише жомопресову воду та конденсати (без додавання барометричної води).

3. Використовувати теплоту утфільної пари з вакуум-апаратів на нагрівання дифузійного соку перед подаванням на попереднє вапнування.

4. Охолоджувати конденсати головної частини ВУ у збірниках-випаровувачах або теплообмінниках на нагрівання соку до рівня температури насичення у деаераторах.

Реалізація теплової схеми, в якій максимально використані на нагрівання соків теплотою ВЕР, забезпечення температурного режиму на випарній установці, за якого продукти виробництва максимально нагріваються парою хвостової частини ВУ. Застосування високоефективного теплотехнологічного обладнання (теплообмінників) для нагрівання соків; використання на хвостовій частині ВУ випарних апаратів плівкового типу.

Впровадження наведених потужних факторів енергозбереження дозволяє проводити технологічний процес з витратою палива (газу) на виробництво теплоти та електроенергії для технологічних потреб на рівні 28 – 26 м³/тонну буряків.

2. ТЕХНІЧНІ РІШЕННЯ ПО ЗБІЛЬШЕННЮ ЕФЕКТИВНОСТІ ЦУКРОВОГО ВИРОБНИЦТВА

Подальше суттєве зменшення витрати палива на технологію можливе в разі застосування механічної компресії пари з вакуум-апаратів для заміни відбору пари з випарної установки (ВУ) на здійснення процесу уварювання утфелю у вакуум-апаратах 1 кристалізації. Даний захід потребує додатково значну кількість електроенергії і, крім того, ще і зменшує кратність випаровування на випарній установці, тому потрібні компенсаційні методи для підтримування концентрації сиропу на рівні 70 -72 %.

Оскільки вторинна пара з вакуум апаратів перебуває під розрідженням 0,8 бар (абсолютний тиск 0,2 бар), пара має значний питомий об'єм (7,7 м³/кг), стискання пари після вакуум-апаратів 1 кристалізації до параметрів нагрівної пари здійснюємо в декілька етапів з охолодженням стисненої пари до стану насичення за рахунок вприскування конденсату наступним чином:

- спочатку стискаємо пару послідовно у трьох високо-напірних вентиляторах від 20 до 60 кПа, охолоджуючи перегріту пару після кожного вентилятора до стану насичення. На останньому етапі пару стискаємо в осьовому компресорі до тиску 105 кПа також з охолодженням після стискання до стану насичення перед подаванням пари в нагрівну камеру вакуум-апарата.

Для збільшення кратності випаровування пропонуємо:

- перейти на 6^{ти} корпусне ВУ замість 5^{ти} корпусної;
- змістити паровідбори на теплообмінні апарати дефекованого соку, дифузійну установку та вакуум-апарати 2 та 3 кристалізації на 5 та 6 корпуси ВУ з переходом ВУ на підвищений температурний режим (температура вторинної пари 5 корпусу ВУ 106 °С, температура вторинної пари 1 корпусу 133 °С);
- для збереження високої якості сиропу за підвищеного температурного режиму випарну установку комплектуємо винятково плівковими випарними апаратами.
- конденсат ретурної пари та частково конденсат вторинної пари з 1 корпусу ВУ не охолоджувати у збірниках-випаровувачах, а направляти в ТЕЦ деаератором

підвищеного тиску з метою усунення генерації схемі парів само випаровування з конденсатів, які зменшують кратність випаровування на ВУ.

3. РОЗРОБЛЕННЯ ЕНЕРГОЕФЕКТИВНОЇ ТЕПЛОВОЇ СХЕМИ ЦУКРОВОГО ЗАВОДУ

Енергетичні та техніко-економічні показники від реалізації запропонованих технічних рішень отримуємо в результаті розрахунку розробленої теплової схеми для потужного цукрового заводу.

3.1. Вихідні дані для розрахунку

Цукровий завод має продуктивність по переробленню буряків – 5000 тонн/добу.

Відкачка соку з дифапаратів – 115 % до м.б.

В теплотехнологічній схемі заводу застосувати наступні технічні рішення:

1. Застосовуються жомові преси глибокого віджиму жому, що дозволяють стискати жом до 24% сухих речовин і отримувати якісну жомо-пресову воду.
2. Застосовуються камерні пресфільтри для фільтрації суспензії (осаду) соку 1 сатурації, що суттєво зменшує водні надходження на технологічний верстат.
3. На гасіння вапна використовується лише промої з фільтрів з додаванням (за необхідності) фільтрованого соку 2 сатурації. (конденсати на гасіння вапна не використовується).
4. На уварювання утфелів використовуються вакуум-апарати з механічною циркуляцією.
5. Випарну установку укомплектуємо плівковими випарними апаратами.
6. Систему нагрівання соків укомплектуємо секційними теплообмінними апаратами. Нагрівання паток – пластинчастими теплообмінними апаратами.

Цукровий завод має теплову схему зображену на рис. .. Теплова схема складається з наступних елементів:

1. 2 дифузійні установки ДС -8 номінальною потужністю по 2200 тонн буряків за добу. За умови наявності жомових пресів глибокого віджиму дана дифузійна установка розганяється на потужність 3000 тонн/добу. На живлення дифапарата подається жомопресова вода, підігріта до температури 72 –74 °С та конденсати з

останнього збірника конденсатної схеми, охолоджені до температури 65 – 66 °С . Барометрична вода, нагріта до температури 65 С, подається лише у пусковий період.

3.2. Схема використання пари з відборів випарної установки

Паровідбори зміщуються на хвостову частину ВУ для збільшення кратності випаровування, яку необхідно збільшувати після втрати паровідбору на уварювання утфелю 1 кристалізації.

Нагрівання соку здійснюється наступним чином:

Сік після дифапарата (дифузійний сік) нагрівається підігрівачі дифузійного соку парою після вакуум-апаратів (утфільною парою) і направляється у апарат попереднього вапнування.

Сік після апарата попереднього вапнування, що подається на дефекатор нагрівається в підігрівачах у 4 групи:

- перша група нагрівання – конденсатом із збірника конденсатів вторинної пари 5 корпусу ВУ (останній збірник). Температура конденсатів після їх охолодження не повинна становити вище 65 – 66 °С.
- друга група нагрівання – вторинною парою 6 корпусу ВУ;
- третя група нагрівання – вторинною парою 5 корпусу ВУ;
- четверта група нагрівання – вторинною парою 4 корпусу ВУ.

Сік перед 1 фільтрацією не нагріваємо, оскільки внаслідок застосування пресфільтрів замість вакуум-фільтрів для фільтрації суспензії соку 1 сатурації падіння температури фільтрату незначне.

Сік перед 2 сатурацією нагрівається у 2 групи:

- перша група нагрівання – вторинною парою 5 корпусу ВУ;
- друга група нагрівання – резервна вторинною парою 4 корпусу ВУ;

Сік перед випарною установкою нагрівається у 6 груп

- перша група нагрівання – вторинною парою 5 корпусу ВУ;
- друга група нагрівання – вторинною парою 4 корпусу ВУ;
- третя група нагрівання – вторинною парою 3 корпусу ВУ;

- четверта група нагрівання – вторинною парою 2 корпусу ВУ;
- п'ята група нагрівання – вторинною парою 1 корпусу ВУ
- шоста група нагрівання – ретурною парою

Нагрівні камери дифапаратів споживають пару:

- головні камери – вторинну пару 4 корпусу ВУ;
- хвостові камери – вторинну пару 5 корпусу ВУ;

Густі продукти, а саме патоки – зелена 1 (перший відтік) утфеля 1 продукту, біла патока (другий відтік) утфеля 1 продукту та зелена 2 (відтік 2 продукту), а також афінаційний відтік нагріваються у пластинчастих теплообмінниках в режимі примусової циркуляції конденсатом вторинної пари 3 корпусу ВУ.

Температурний режим випарної установки з підвищеною температурою вторинної пари хвостової частини ВУ за рахунок плівкових випарних апаратів на хвостовій частині ВУ.

Температурний режим ВУ на чисту поверхню теплообміну.

- температура нагрівної пари 1 корпусу ВУ (ретурна пара) $t_{\text{рет}} = 138 \text{ C}$;
- температура вторинної пари 1 корпусу ВУ $t_1 = 132 \text{ C}$;
- температура вторинної пари 2 корпусу ВУ $t_2 = 125 \text{ C}$;
- температура вторинної пари 3 корпусу ВУ $t_3 = 118 \text{ C}$;
- температура вторинної пари 4 корпусу ВУ $t_4 = 109 \text{ C}$;
- температура вторинної пари 5 корпусу ВУ $t_5 = 101 \text{ C}$;
- температура вторинної пари 6 корпусу ВУ $t_6 = 94 \text{ C}$;

Результати розрахунку продуктів виробництва на відкачку соку 115 % при цукристості буряків в 17% наведені в таблиці № 1

Таблиця продуктів цукрового виробництва

Табл. №1

№	Найменування	Позн.	Кільк, % до м.б.
	Дигестія, % до м,бур,	Дг	17
	К-сть неф, соку 1 сат., що поверт, на передеф., % до м,бур,	B_{nc1}	11,5
	Повернення суспенз 1 сатурації	S_{v1}	7
	Повернення суспенз 2 сатурації	S_{v2}	7,5
	Витрата вапнякового молока	S_{var}	1,55
	Вихід жому, % до м,бур,	$S_{ж0}$	80
	Витрата жомопресової води на живлення дифузії, % до м,бур,	$S_{ж.пр.}$	50
	Витрата конденсату на живлення дифузії, % до м,бур,	$S_{кон.диф}$	45
	Відкачка, % до м,бур,:	$S_{від}$	115,0
	Вміст СР соку відкачки	$СР_{диф.с}$	16,54
	Кількість соку поперед, дефекації, % до м,бур,:	$S_{пд}$	142,55
	Витрата вапнякового молока на попереднє вапнування (дефекацію)	$m_{CaOпд_вм}$	0,15
	Кількість неф, соку 1 сат, перед фільтр., % до м,бур,:	S_{c1c}	117,87
	Вміст СР соку 1 сат, перед фільтр., %	$СР_{nc1c}$	16,19
	К-сть фільтр, соку 1 сат., % до м,бур,(пост. На 2 сат)	$S_{c1c \text{ ф}}$	123
	К-сть нефільтр, соку 2 сат., % до м,бур,:	S_{c2c}	122,9
	Вміст СР сульфітованого соку, %	$СР_{сф}$	16,23
	Кількість сульфітованого соку перед ВУ, % до м,бур,:	$S_{сф_ВУ}$	122,82
	Маса зеленої патоки утфеля 1 кристалізації,	$S_{zel.1}$	9,34
	Масова частка сухих речовин зеленої патоки утфеля 1 кристалізації, %:	$СР_{зп1}$	80,56
	Маса білої патоки утфеля 1 кристалізації, % до м,бур,:	$S_{b.pat}$	6,65
	Масова частка сухих речовин білої патоки утфеля 1 кристалізації, %:	$СР_{бп1}$	75,8
	Маса відтоку утфеля 2 кристалізації, % до м,бур,:	S_{z2}	6,66
	Чистота відтоку утфеля 2 кристалізації, %:	$СР_{z2}$	84,0
	Цукор 2 прод. (жовтий)		7,07
	Цукор 3 прод.(бурий)		2,5

3.3. Розрахунок паровідборів з ВУ споживачами теплоти теплової схеми заводу

3.3.1. Витрата пари на дифузійну установку

2 установки **ДС-8** по 2200 номінальної продуктивності (розганяється до 3000 тонн/добу при наявності жомопресів)

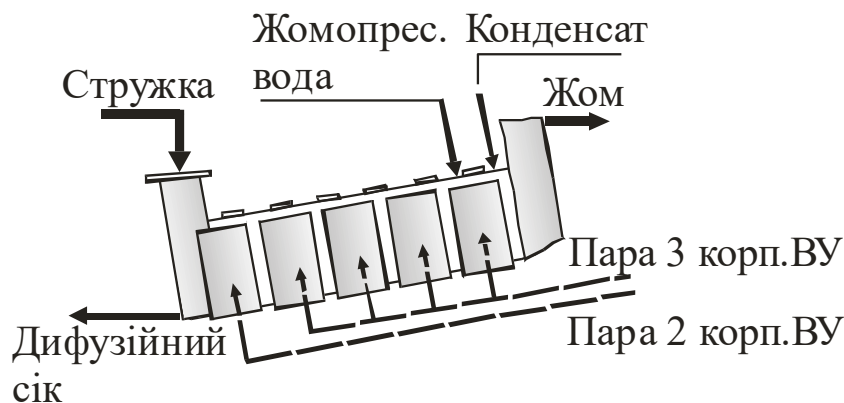


Рис. 1. Схема потоків дифузійної установки.

Матеріальний баланс дифузійної установки

$$S_{стр} + S_{ж.пр} + S_{конд} = S_{жом} + S_{диф.сік}$$

Вихід жому $S_{жом} = 80 \%$;

Стружка $S_{стр} = 100\%$;

Вихід жомопресованої води $S_{ж.пр} = 50\%$

Відкачка (витрата дифузійного соку) $S_{диф.сік} = 115 \%$.

Витрата конденсату на дифустановку 45%

$$S_{конд} = S_{жом} + S_{диф.сік} - S_{стр} - S_{ж.пр} = 80 + 115 - 100 - 50 = 45\%$$

Якщо дифузійна установка прогріта до оптимальної температури дифузійного процесу $t_{диф} = 72 \text{ } ^\circ\text{C}$, в зоні 1 нагрівної камери та в зоні завантажувальної шахти відбувається нагрівання стружки у кількості $S_{стр}$ від початкової температури $t_{стр} = 10 \text{ } ^\circ\text{C}$ до температури дифузійного процесу $t_{диф} = 72 \text{ } ^\circ\text{C}$ та охолодження соку від

температури $t_{\text{диф}} = 72 \text{ }^\circ\text{C}$ до температури відкачки з дифапарата $t_{\text{відк}}$, яка розраховується як

$$t_{\text{диф.цик}} = t_{\text{диф}} - (t_{\text{диф}} - t_{\text{смп}}) \frac{S_{\text{смп}} c_{\text{смп}}}{S_{\text{диф.цик}} c_{\text{цик}}} E_{\text{диф}} = 72 - (72 - 10) \frac{100 \cdot 3,8}{115 \cdot 3,87} 0,89 = 25$$

Ефективність ошпарювання в 1 зоні дифапарата $E_{\text{диф}} = 0,89$

Розрахунки витрати пари наведені в додатку №1.

Результати розрахунку:

Загальна витрата пари $D_{\text{диф}} = 1,416\%$

витрата пари на 1 зону $D_{\text{диф4}} = 0,567\%$

витрата пари на хвостову частину зону $D_{\text{диф5}} = 0,85\%$

3.3.2. Розрахунок температура дифузійного соку після підігрівача на утфільній парі

Підігрівач складається із $Z = 8$ секцій, кількість труб в секції $n_z = 36$, довжина труб 6 м. Температура нагрівної пари $57,8 \text{ }^\circ\text{C}$.

Табл. № 2

	Найменування	Позн	Розм	Формула	Чисельне значення
1	2	3	4	5	6
1	Поверхня теплообміну підігрівача	F	м ²	$\pi \bar{d} L n_z Z$	$3,14 \cdot 0,0315 \cdot 4,0 \cdot 36 \cdot 8 = 171$
2	Витрата дифузійного соку	G	кг / с	$\frac{A W_c}{24 \cdot 100}$	$\frac{5000 \cdot 115}{2400 \cdot 3,6} = 66,5$
3	Швидкість дифузійного соку в трубах	w	м/с	$\frac{4G}{\rho \pi d^2 n_z}$	$\frac{4 \cdot 66,5}{1047 \cdot 3,14 \cdot 0,03^2 \cdot 36} = 2,5$
4	Середній температурний напір	Δt_{cp}	°C	$\frac{t_k - t_n}{\ln \frac{t_{cp} - t_n}{t_{cp} - t_k}}$	$\frac{50,0 - 25}{\ln \frac{57,8 - 25}{57,8 - 50}} = 17,4$
5	Середня	t_c	°C	$t_{cp} - \Delta t_{cp}$	$57,8 - 17,4 = 40,4$

	температура дифузійного соку				
6	Теплофізичні властивості конденсату, відповідно: теплопровідність, густина рідини, кінематична в'язкість рідини, теплота фазового переходу конденсації			$\lambda = 0,656 \frac{Вт}{м К}; C \rho = 983 \frac{кж}{м^3}$ $\nu = 0,476 \cdot 10^{-6} \frac{м^2}{с}; r = 2358 \frac{кДж}{кг}$	
7	Теплофізичні властивості соку, відповідно: теплопровідність соку, теплоємність соку, густина, кінематична в'язкість соку, число Прандтля			$\lambda = 0,59 \frac{Вт}{м К}; C = 3,71 \frac{кДж}{кг К}; \rho = 1053 \frac{кг}{м^3}$ $\nu = 0,856 \cdot 10^{-6} \frac{м^2}{с}; Pr = 5,68$	
8	Тепловидатність	Q	кВт	$GC(t_k - t_n)$	$66\,571(50 - 25) = 61500$
	Тепловий потік	q	кВт/м ²	Q / F	$6150 / 171 = 36$
9					
	Число труб по вертикалі	N	-	$\frac{-3 + \sqrt{12 \cdot n - 3}}{6} 2 + 1$	$\frac{-3 + \sqrt{12 \cdot 36 - 3}}{6} 2 + 1 = 7$
10	Коефіцієнт тепловіддачі при конденсації	α_1	Вт/м ² К	$0,655 \left(\frac{\lambda^3 \rho r g}{\nu q d} \right)^{1/3} N^{-1/6}$	$0,925 \left(\frac{0,656^3 983 2358 9,8}{0,476 \cdot 10^{-6} 36 0,033} \right)^{1/3} 7^{-1/6}$ = 1050
12	Число Рейнольдса для соку	Re	-	$\frac{w d}{\nu}$	$\frac{2,5 \cdot 0,03}{0,856 \cdot 10^{-6}} = 90800$
13	Коефіцієнт тепловіддачі до соку	α_2	Вт/м ² К	$0,023 \frac{\lambda}{d} Re^{0,8} Pr^{0,4}$	$0,023 \frac{0,59}{0,03} 90800^{0,8} 5,68^{0,4} = 8386$
14	Коефіцієнт теплопередачі на чисту поверхню	K_o	Вт/м ² К	$\left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{cm}}{\lambda_{cm}} + \frac{1}{\alpha_2} \right)^{-1}$	$\left(\frac{1}{1050} + \frac{0,0015}{17} + \frac{1}{8386} \right)^{-1} = 3300$
15	Коефіцієнт теплопередачі на частково забруднену поверхню	K	Вт/м ² К	$\left(\frac{1}{K_o} + \frac{\delta_n}{\lambda_n} \right)^{-1}$	$\left(\frac{1}{3300} + \frac{0,0004}{3} \right)^{-1} = 2300$
16	Число одиниць перенесення	NTU	-	$\frac{K F}{G C}$	$\frac{2300 \cdot 171}{66,5 \cdot 3710} = 1,6$
17	Ефективність теплообмінника	E	-	$1 - \exp(-NTU)$	$1 - \exp(-1,6) = 0,798 = 0,8$
18	Розрахункова температура на виході із теплообмінників	t_k	°С	$t_n + (t_{zp} - t_n)E$	$25 + (56 - 25)0,8 = 49,8$

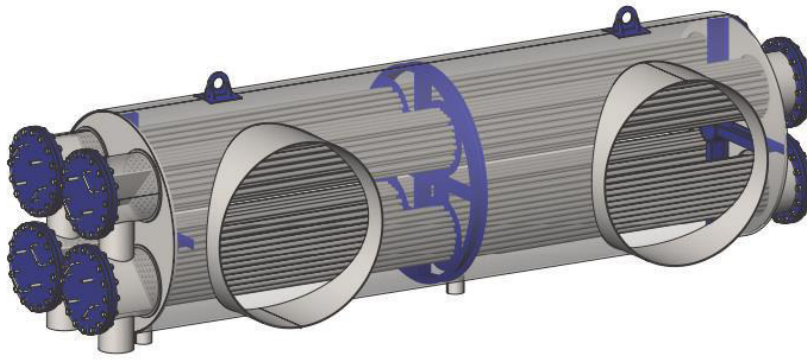


Рис. 2. Підігрівач на утфільній парі.



Рис. 3. Компоновка підігрівача на утфільній парі.

Визначення температури соку на станції попереднього вапнування.

Дифузійний сік нагрівається в підігрівачі, що споживає теплоту пари з вакуум-апаратів (утфільну пару) до температури $t_{\text{диф.с}}^{\text{утф}} = 49,8^{\circ}\text{C}$ і направляєється в апарат попереднього вапнування (Брігель Мюллера). Туди ж подається 11,5% не фільтрованого соку 1 сатурації та 0,15 % вапна, 7,5 % суспензії 1 сатурації та 7 % суспензії 2 сатурації. Температуру соку з апарата попереднього вапнування визначаємо із теплового балансу, розрахунок наведено в додатку №1.

Температура соку після попереднього вапнування 55,986 °С. Далі сік поступає на теплообмінник, в якому нагрівається конденсатом з останнього збірника після попереднього охолодження в підігрівачі нагрівання жомопресової води.

3.3.3. Температура конденсату після підігрівача жомо-пресової води конденсатом з останнього збірника конденсатів

Підігрівач складається з 4 секцій діаметром 219 мм довжиною труб 5 м, числом труб в секції 19. Поверхня теплообміну 37,6 м².

Витрата конденсату 45%, жомо-пресової води 50%.

Швидкості конденсату та жомопресової води відповідно $w_1 = 1,35$ м/с, $w_2 = 2,14$ м/с.

Коефіцієнт теплопередачі на чисту поверхню 3166 Вт/м²К, забрудненої поверхні при $\varphi = 0,5$ $K = 1580$ Вт/м²К. Ефективність ТО 0,331.

Початкові температури конденсату 101 °С, жомо-пресової води 60 °С.

Кінцева температура конденсату 87,29 °С

Кінцева температура жомопресової води 73,2 °С.

Розрахунок виконано в прикладному пакеті MathCad, наведеному в додатку №1.

3.3.4. Станція нагрівання соку перед гарячим вапнуванням (після попереднього вапнування)

Розрахунки температурного режиму станцій нагрівання виконані в прикладному пакеті MathCad і наведені в Додатку №1

Результати розрахунків

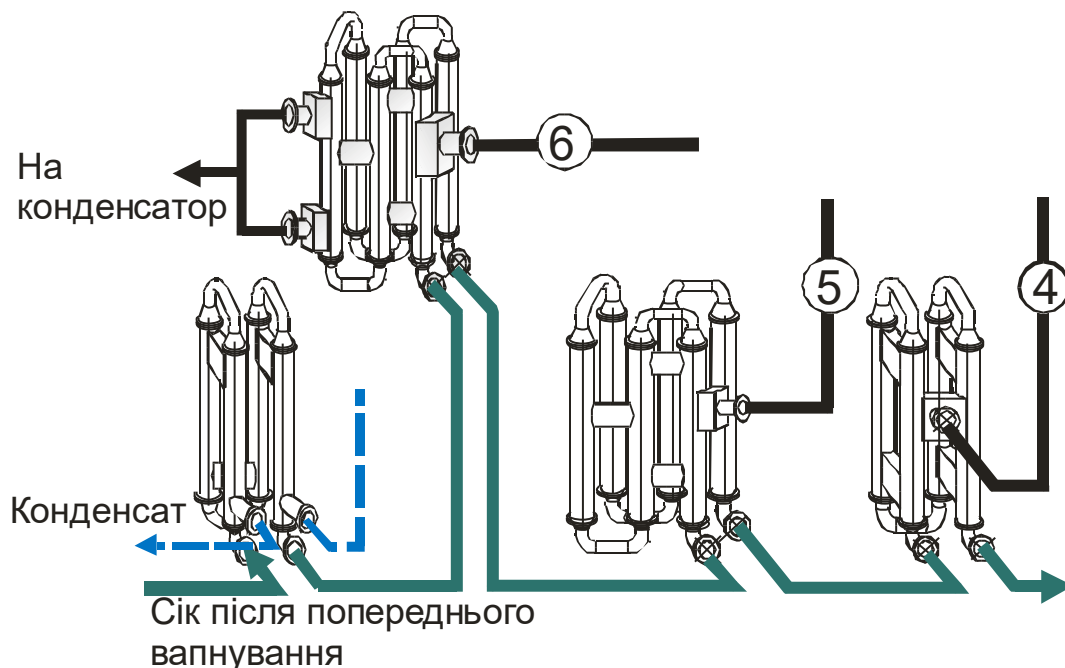


Рис.4. Схема нагрівання соку перед гарячим вапнуванням

3.3.4.1. група нагрівання соку після попереднього вапнування (конденсатно-соковий ТО)

Секційний теплообмінник «рідина-рідина». ТО складається: $Z = 8$ секцій, 8 ходів по конденсату, 4 ходи по соку (спарені секції по соку); число труб у секції $n_z = 41$; діаметр внутрішній корпусу секції 315 мм.; довжина труб $L = 5$ м. Конденсат поступає після підігрівача жомо-пресової води. Сік поступає після попереднього вапнування із холодного дефекатора.

Таблиця результатів розрахунку параметрів ТО «рідина-рідина»
1 групи нагрівання соку після попереднього вапнування.

Табл №3

№	Найменування	Позн	Розм	Формула	Чисельн значен.
1	2	3	4	5	6
1	Поверхня теплообміну підігрівача	F	м ²	$\pi \bar{d}L n_z Z$	162
2	Початкова т-ра конденсату	t_1^n	°С		89,66
3	Початкова т-ра соку	t_2^n	°С		56
4	Витрата соку	S _{pd}	% до м.бур		142,5
5	Витрата конденсату	S _{конд}	% до м.бур		60
6	Витрата соку	G ₂	Тонн/год	$\frac{A S_{pd}}{24 \cdot 100}$	297
7	Витрата конденсату	G ₁	Тонн/год	$\frac{A S_{конд}}{24 \cdot 100}$	125
8	Перетин труб для соку	f ₂	м ²	$f_2 = \pi n_z \frac{d^2}{4} 2$	0,058
9	Перетин для конденсату у міжтр.	f ₁	м ²	$f_1 = \pi \frac{D^2 - n_z d_z^2}{4}$	0,043
10	Швидкість соку в трубах	w ₂	м/с	$\frac{G_2}{\rho_2 f_2 3,6}$	1,358
11	Швидкість конденсату у міжтрубн. Прост.	w ₁	м/с	$\frac{G_1}{\rho_1 f_1 3,6}$	0,833
12	Тепловидатність	Q	кВт	$G_2 C_2 (t_k - t_n)$	3420
13	Коефіцієнт тепловіддачі від конденсату	α_1	Вт/м ² К	$0,023 \frac{\lambda_1}{d_{еле}} Re_1^{0,8} Pr_1^{0,4}$	5179
14	Коефіцієнт тепловіддачі до соку	α_2	Вт/м ² К	$0,023 \frac{\lambda_2}{d_{вн}} Re_2^{0,8} Pr_2^{0,4}$	5534
15	Коефіцієнт теплопередачі на чисту поверхню	K _o	Вт/м ² К	$\left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{cm}}{\lambda_{cm}} + \frac{1}{\alpha_2} \right)^{-1}$	2360
16	Коефіцієнт теплопередачі на частково забруднену поверхню	K	Вт/м ² К	$K_o \phi$	1770
17	Число одиниць перенесення (більше з двох)	NTU _{max}	-	$\frac{K F}{G_1 C_1}$	1,971

18	Ефективність теплообмінника	E	-	$\frac{1 - \exp\left[-NTU_{\max}\left(1 - \frac{GC_{\min}}{GC_{\max}}\right)\right]}{1 - \frac{GC_{\min}}{GC_{\max}} \exp\left[NTU_{\max}\left(1 - \frac{GC_{\min}}{GC_{\max}}\right)\right]}$	0,697
19	Температура конденсату на виході із теплообмінника	t_1^k	°C	$t_1^k = t_1^n - (t_1^n - t_2^n)E \frac{GC_{\min}}{GC_1}$	66,18
20	Температура соку на виході із теплообмінника	t_2^k	°C	$t_2^k = t_2^n + (t_1^n - t_2^n)E \frac{GC_{\min}}{GC_2}$	67,235

3.3.4.2 група нагрівання соку після попереднього вапнування (паро-соковий ТО)

Секційний теплообмінник «пара-рідина». ТО складається: $Z = 6$; число труб у секції $n_z = 60$; довжина труб $L = 4$ м. Нагрівна пара – вторинна пара б корпусу ВУ Т-ра насичення 94 °C

Таблиця результатів розрахунку параметрів ТО «пара-рідина»
2 групи нагрівання соку після попереднього вапнування.

Табл.№4

№	Найменування	Позн	Розм	Формула	Чисельн значен.
1	2	3	4	5	6
1	Поверхня теплообміну підігрівача	F	m^2	$\pi \bar{d} L n_z Z$	162
2	Т-ра соку на вході	t_n	°C		67,235
3	Т-а пари на підігрівачі	t_{zp}		$t_{zp} = t_6 - 3$	91
4	Витрата соку	S_{pd}	% до м.бур		142,56
5	Витрата соку	G	кг/с	$\frac{A S_{pd}}{24 \cdot 100 \cdot 3,6}$	82,49
6	Швидкість соку в трубах	w	м/с	$\frac{4G}{\rho \pi d^2 n_z}$	1,86
7	Коефіцієнт тепловіддачі при конденсації	α_1	Вт/м²К	$0,925 \left(\frac{\lambda^3 \rho r g}{v q d} \right)^{1/3} \left(\frac{qL}{\rho_1 r v_1} \right)^{0,053} 0,8$	6300
8	Коефіцієнт тепловіддачі до соку	α_2	Вт/м²К	$0,023 \frac{\lambda}{d} Re^{0,8} Pr^{0,4}$	6600

9	Коефіцієнт теплопередачі на чисту поверхню	K_o	Вт/м ² К	$\left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{cm}}{\lambda_{cm}} + \frac{1}{\alpha_2}\right)^{-1}$	2510
10	Коефіцієнт теплопередачі на частково забруднену поверхню	K	Вт/м ² К	$K_o \varphi$	2200
11	Число одиниць перенесення	NTU	-	$\frac{K F}{G C}$	1,02
12	Ефективність теплообмінника	E	-	$1 - \exp(-NTU)$	0,639
13	Розрахункова температура на виході із теплообмінників	t_k	°С	$t_n + (t_{zp} - t_n)E$	79,86
14	Тепловидатність	Q	кВт	$GC(t_k - t_n)$	3839
15	Витрата пари	S_{pd}	% до мас.б	$\frac{1,02 \cdot S_{pd} C(t_k - t_n)}{r(t_6)}$	3,115

3.3.4.3 група нагрівання соку після попереднього вапнування (паро-соковий ТО)

Секційний теплообмінник «пара-рідина». ТО складається: $Z = 6$; число труб у секції $n_z = 81$; довжина труб $L = 5$ м. Нагрівна пара – вторинна пара 5 корпусу ВУ Т-ра насичення 101 °С

Таблиця результатів розрахунку параметрів ТО «пара-рідина»
3 групи нагрівання соку після попереднього вапнування.

Табл №5

№	Найменування	Позн	Розм	Формула	Чисельн значен.
1	2	3	4	5	6
1	Поверхня теплообміну підігрівача	F	м ²	$\pi \bar{d} L n_z Z$	243
2	Т-ра соку на вході	t_n	°С		79,86
3	Т-а пари на підігрівачі	t_{zp}	°С	$t_{zp} = t_5 - 6$	95
4	Витрата соку	S_{pd}	% до м.бур		142,56
5	Витрата соку	G	кг/с	$\frac{A S_{pd}}{24 \cdot 100 \cdot 3,6}$	66,55
6	Швидкість соку в трубах	w	м/с	$\frac{4G}{\rho \pi d^2 n_z}$	1,38
7	Коефіцієнт		Вт/м ² К		6264

	тепловіддачі при конденсації	α_1		$0,925 \left(\frac{\lambda^3 \rho r g}{\nu q d} \right)^{1/3} \left(\frac{qL}{\rho_1 r \nu_1} \right)^{0,053} 0,8$	
8	Коефіцієнт тепловіддачі до соку	α_2	Вт/м ² К	$0,023 \frac{\lambda}{d} Re^{0,8} Pr^{0,4}$	6600
9	Коефіцієнт теплопередачі на чисту поверхню	K_o	Вт/м ² К	$\left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{cm}}{\lambda_{cm}} + \frac{1}{\alpha_2} \right)^{-1}$	2785
10	Коефіцієнт теплопередачі на частково забруднену поверхню	K	Вт/м ² К	$K_o \phi$	2230
11	Число одиниць перенесення	NTU	-	$\frac{K F}{G C}$	1,77
12	Ефективність теплообмінника	E	-	$1 - \exp(-NTU)$	0,83
13	Розрахункова температура на виході із теплообмінників	t_k	°С	$t_n + (t_{cp} - t_n)E$	92,43
14	Витрата пари	.Е _{6pd}	% до мас.б	$\frac{1,02 \cdot S_{pd} C (t_k - t_n)}{r(t_6)}$	2,986

Четверта група нагрівання вторинною парою 4 корпусу ВУ залишається резервною; вмикається в роботу в разі відкладання накипу і зменшення температури соку нижче, передбаченої технологічним регламентом. температури соку.

3.3.5. Підігрівач соку перед 2 сатурацією

1 група нагрівання соку перед 2 сатурацією (паро-соковий ТО)

Секційний теплообмінник «пара-рідина». ТО складається: Z =4; число труб у секції n_z =60; довжина труб L =5 м. Нагрівна пара – вторинна пара 4 корпусу ВУ Т-ра насичення 109 °С

Таблиця результатів розрахунку параметрів ТО «пара-рідина»
1 групи нагрівання соку перед 2 сатурацією

Табл №6

№	Найменування	Позн	Розм	Формула	Чисельн значен.
1	2	3	4	5	6
1	Поверхня теплообміну підігрівача	F	м ²	$\pi \bar{d}L n_z Z$	120
2	Т-ра соку на вході	t_n	°С		85
3	Т-а пари на підігрівачі	t_{zp}	°С	$t_{zp} = t_5 - 6$	103
4	Витрата соку	S_{pd}	% до м.бур		122,9
5	Витрата соку	G	кг/ с	$\frac{A S_{pd}}{24\,100 \cdot 3,6}$	71,1
6	Швидкість соку в трубах	w	м/с	$\frac{4G}{\rho \pi d^2 n_z}$	1,63
7	Коефіцієнт тепловіддачі при конденсації	α_1	Вт/м ² К	$0,925 \left(\frac{\lambda^3 \rho r g}{\nu q d} \right)^{1/3} \left(\frac{qL}{\rho_1 r \nu_1} \right)^{0,053} 0,7$	5070
8	Коефіцієнт тепловіддачі до соку	α_2	Вт/м ² К	$0,023 \frac{\lambda}{d} Re^{0,8} Pr^{0,4}$	7790
9	Коефіцієнт теплопередачі на чисту поверхню	K_o	Вт/м ² К	$\left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{cm}}{\lambda_{cm}} + \frac{1}{\alpha_2} \right)^{-1}$	2660
10	Коефіцієнт теплопередачі на частково забруднену поверхню	K	Вт/м ² К	$K_o \varphi$	2130
11	Число одиниць перенесення	NTU	-	$\frac{K F}{G C}$	0,957
12	Ефективність теплообмінника	E	-	$1 - \exp(-NTU)$	0,616
13	Розрахункова температура на виході із теплообмінників	t_k	°С	$t_n + (t_{zp} - t_n)E$	96,01
14	Витрата пари	.E4 _{2s}	% до мас.б	$\frac{1,02 \cdot S_{2i} C(t_k - t_n)}{r(t_4)}$	2,296

Друга група нагрівання вторинною парою 4 корпусу ВУ залишається резервною; вмикається в роботу в разі відкладання накипу і зменшення температури соку нижче, передбаченої технологічним регламентом температури соку.

3.4. Підігрівачі соку перед випарною установкою (PVU)

3.4.1 група нагрівання соку перед ВУ

Секційний теплообмінник «пара-рідина». ТО складається: $Z = 8$; число труб у секції $n_z = 60$; довжина труб $L = 5$ м. Нагрівна пара – вторинна пара 5 корпусу ВУ Т-ра насичення 101 °С

Таблиця результатів розрахунку параметрів ТО «пара-рідина»
1 групи нагрівання соку перед ВУ

Табл №7

№	Найменування	Позн	Розм	Формула	Чисельн значен.
1	2	3	4	5	6
1	Поверхня теплообміну підігрівача	F	м ²	$\pi \bar{d} L n_z Z$	237
2	Т-ра соку на вході	t_n	°С		89
3	Т-а пари на підігрівачі	t_{zp}	°С	$t_{zp} = t_5 - 2$	99
4	Витрата соку	S_{pvu}	% до м.бур		122,82
5	Витрата соку	G	кг/с	$\frac{A S_{pvu}}{24 \cdot 100 \cdot 3,6}$	71,05
6	Швидкість соку в трубах	w	м/с	$\frac{4G}{\rho \pi d^2 n_z}$	1,63
7	Коефіцієнт тепловіддачі при конденсації	α_1	Вт/м ² К	$0,925 \left(\frac{\lambda^3 \rho r g}{v q d} \right)^{1/3} \left(\frac{q L}{\rho_1 r v_1} \right)^{0,053} 0,7$	7157
8	Коефіцієнт тепловіддачі до соку	α_2	Вт/м ² К	$0,023 \frac{\lambda}{d} Re^{0,8} Pr^{0,4}$	8000
9	Коефіцієнт теплопередачі на чисту поверхню	K_o	Вт/м ² К	$\left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{cm}}{\lambda_{cm}} + \frac{1}{\alpha_2} \right)^{-1}$	3177
10	Коефіцієнт теплопередачі на частково забруднену поверхню	K	Вт/м ² К	$K_o \varphi$	2700
11	Число одиниць перенесення	NTU	-	$\frac{K F}{G C}$	2,425
12	Ефективність теплообмінника	E	-	$1 - \exp(-NTU)$	0,912
13	Розрахункова температура на виході із				

	теплообмінників	t_k	°C	$t_n + (t_{zp} - t_n)E$	98,12
14	Витрата пари	$.E5_{pvu}$	% до мас.б	$\frac{1,02 \cdot S_{pvu} C(t_k - t_n)}{r(t_5)}$	1,88

3.4.2 група нагрівання соку перед ВУ

Секційний теплообмінник «пара-рідина». ТО складається: $Z = 8$; число труб у секції $n_z = 60$; довжина труб $L = 5$ м. Нагрівна пара – вторинна пара 4 корпусу ВУ Т-ра насичення 109 °C

Таблиця результатів розрахунку параметрів ТО «пара-рідина»
2 групи нагрівання соку перед ВУ

Табл № 8

№	Найменування	Позн	Розм	Формула	Чисельн значен.
1	2	3	4	5	6
1	Поверхня теплообміну підігрівача	F	м ²	$\pi \bar{d} L n_z Z$	237
2	Т-ра соку на вході	t_n	°C		98,12
3	Т-а пари на підігрівачі	t_{zp}	°C	$t_{zp} = t_4 - 2$	107
4	Витрата соку	S_{pvu}	% до м.бур		122,82
5	Витрата соку	G	кг/с	$\frac{A S_{pvu}}{24 \cdot 100 \cdot 3,6}$	71,05
6	Швидкість соку в трубах	w	м/с	$\frac{4G}{\rho \pi d^2 n_z}$	1,64
7	Коефіцієнт тепловіддачі при конденсації	α_1	Вт/м ² К	$0,925 \left(\frac{\lambda^3 \rho r g}{v q d} \right)^{1/3} \left(\frac{q L}{\rho_1 r v_1} \right)^{0,053} 0,7$	6647
8	Коефіцієнт тепловіддачі до соку	α_2	Вт/м ² К	$0,023 \frac{\lambda}{d} Re^{0,8} Pr^{0,4}$	8374
9	Коефіцієнт теплопередачі на чисту поверхню	K_o	Вт/м ² К	$\left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{cm}}{\lambda_{cm}} + \frac{1}{\alpha_2} \right)^{-1}$	3126
10	Коефіцієнт теплопередачі на частково забруднену поверхню	K	Вт/м ² К	$K_o \phi$	2657
11	Число одиниць перенесення	NTU	-	$\frac{K F}{G C}$	2,379

12	Ефективність теплообмінника	E	-	$1 - \exp(-NTU)$	0,907
13	Розрахункова температура на виході із теплообмінників	t_k	°C	$t_n + (t_{zp} - t_n)E$	106,18
14	Витрата пари	$E_{pву}$	% до мас.б	$\frac{1,02 \cdot S_{pву} C(t_k - t_n)}{r(t_4)}$	1,684

3.4.3 група нагрівання соку перед ВУ

Секційний теплообмінник «пара-рідина». ТО складається: $Z = 6$; число труб у секції $n_z = 60$; довжина труб $L = 5$ м. Нагрівна пара – вторинна пара з корпусу ВУ Т-ра насичення 118 °C

Таблиця результатів розрахунку параметрів ТО «пара-рідина»
з групи нагрівання соку перед ВУ

Табл № 9

№	Найменування	Позн	Розм	Формула	Чисельн значен.
1	2	3	4	5	6
1	Поверхня теплообміну підігрівача	F	м ²	$\pi \bar{d} L n_z Z$	178
2	Т-ра соку на вході	t_n	°C		106,18
3	Т-а пари на підігрівачі	t_{zp}	°C	$t_{zp} = t_3 - 2$	116
4	Витрата соку	$S_{pву}$	% до м.бур		122,82
5	Витрата соку	G	кг/с	$\frac{A S_{pву}}{24 \cdot 100 \cdot 3,6}$	71,05
6	Швидкість соку в трубах	w	м/с	$\frac{4G}{\rho \pi d^2 n_z}$	1,65
7	Коефіцієнт тепловіддачі при конденсації	α_1	Вт/м ² К	$0,925 \left(\frac{\lambda^3 \rho r g}{\nu q d} \right)^{1/3} \left(\frac{qL}{\rho_1 r \nu_1} \right)^{0,053} 0,8$	7036
8	Коефіцієнт тепловіддачі до соку	α_2	Вт/м ² К	$0,023 \frac{\lambda}{d} Re^{0,8} Pr^{0,4}$	8711
9	Коефіцієнт теплопередачі на чисту поверхню	K_o	Вт/м ² К	$\left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{cm}}{\lambda_{cm}} + \frac{1}{\alpha_2} \right)^{-1}$	3258
10	Коефіцієнт теплопередачі на частково забруднену	K	Вт/м ² К	$K_o \phi$	

	поверхню				2932
11	Число одиниць перенесення	NTU	-	$\frac{K F}{G C}$	1,963
12	Ефективність теплообмінника	E	-	$1 - \exp(-NTU)$	0,86
13	Розрахункова температура на виході із теплообмінників	t_k	°C	$t_n + (t_{zp} - t_n)E$	114,62
14	Витрата пари	$\cdot E_{3pvu}$	% до мас.б	$\frac{1,02 \cdot S_{pvu} C(t_k - t_n)}{r(t_3)}$	1,788

3.4.4 група нагрівання соку перед ВУ

Секційний теплообмінник «пара-рідина». ТО складається: $Z = 6$; число труб у секції $n_z = 60$; довжина труб $L = 5$ м. Нагрівна пара – вторинна пара 2 корпусу ВУ Т-ра насичення 125 °C

Таблиця результатів розрахунку параметрів ТО «пара-рідина»
4 групи нагрівання соку перед ВУ

Табл № 10

№	Найменування	Позн	Розм	Формула	Чисельн значен.
1	2	3	4	5	6
1	Поверхня теплообміну підігрівача	F	m^2	$\pi \bar{d} L n_z Z$	178
2	Т-ра соку на вході	t_n	°C		114,62
3	Т-а пари на підігрівачі	t_{zp}	°C	$t_{zp} = t_2 - 2$	123
4	Витрата соку	S_{pvu}	% до м.бур		122,82
5	Витрата соку	G	кг/с	$\frac{A S_{pvu}}{24 \cdot 100 \cdot 3,6}$	71,05
6	Швидкість соку в трубах	w	м/с	$\frac{4G}{\rho \pi d^2 n_z}$	1,66
7	Коефіцієнт тепловіддачі при конденсації	α_1	Вт/м ² К		7511

				$0,925 \left(\frac{\lambda^3 \rho r g}{\nu q d} \right)^{1/3} \left(\frac{q L}{\rho_1 r \nu_1} \right)^{0,053}$	0,8
8	Коефіцієнт тепловіддачі до соку	α_2	Вт/м ² К	$0,023 \frac{\lambda}{d} Re^{0,8} Pr^{0,4}$	9030
9	Коефіцієнт теплопередачі на чисту поверхню	K_o	Вт/м ² К	$\left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{cm}}{\lambda_{cm}} + \frac{1}{\alpha_2} \right)^{-1}$	3400
10	Коефіцієнт теплопередачі на частково забруднену поверхню	K	Вт/м ² К	$K_o \phi$	2900
11	Число одиниць перенесення	NTU	-	$\frac{K F}{G C}$	1,93
12	Ефективність теплообмінника	E	-	$1 - \exp(-NTU)$	0,858
13	Розрахункова температура на виході із теплообмінників	t_k	°С	$t_n + (t_{cp} - t_n) E$	121,78
14	Витрата пари	E_{2pvu}	% до мас.б	$\frac{1,02 \cdot S_{pvu} C(t_k - t_n)}{r(t_2)}$	1,535

3.4.5 група нагрівання соку перед ВУ

Секційний теплообмінник «пара-рідина». ТО складається: $Z = 6$; число труб у секції $n_z = 60$; довжина труб $L = 5$ м. Нагрівна пара – вторинна пара 1 корпусу ВУ Т-ра насичення 132 °С

Таблиця результатів розрахунку параметрів ТО «пара-рідина»
5 групи нагрівання соку перед ВУ

Табл № 11

№	Найменування	Позн	Розм	Формула	Чисельн значен.
1	2	3	4	5	6
1	Поверхня теплообміну підігрівача	F	м ²	$\pi \bar{d} L n_z Z$	237
2	Т-ра соку на вході	t_n	°С		121,78
3	Т-а пари на підігрівачі	t_{cp}	°С	$t_{cp} = t_1 - 1$	131
4	Витрата соку	S_{pvu}	% до м.бур		122,82
5	Витрата соку	G	кг/с	$\frac{A S_{pvu}}{24 \cdot 100 \cdot 3,6}$	71,05

6	Швидкість соку в трубах	w	м/с	$\frac{4G}{\rho \pi d^2 n_z}$	1,67
7	Коефіцієнт тепловіддачі при конденсації	α_1	Вт/м ² К	$0,925 \left(\frac{\lambda^3 \rho r g}{\nu q d} \right)^{1/3} \left(\frac{q L}{\rho_1 r \nu_1} \right)^{0,053}$	7947
8	Коефіцієнт тепловіддачі до соку	α_2	Вт/м ² К	$0,023 \frac{\lambda}{d} Re^{0,8} Pr^{0,4}$	9382
9	Коефіцієнт теплопередачі на чисту поверхню	K_o	Вт/м ² К	$\left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{cm}}{\lambda_{cm}} + \frac{1}{\alpha_2} \right)^{-1}$	3540
10	Коефіцієнт теплопередачі на частково забруднену поверхню	K	Вт/м ² К	$K_o \phi$	3187
11	Число одиниць перенесення	NTU	-	$\frac{K F}{G C}$	2,845
12	Ефективність теплообмінника	E	-	$1 - \exp(-NTU)$	0,94
13	Розрахункова температура на виході із теплообмінників	t_k	°С	$t_n + (t_{cp} - t_n)E$	130,45
14	Витрата пари	E_{pvu}	% до мас.б	$\frac{1,02 \cdot S_{pvu} C(t_k - t_n)}{r(t_1)}$	1,885

До температури насичення 132,5 °С сік догрівається у підігрівачі ретурною парою (138 °С). Витрата ретурної пари на догрівання до температури кипіння у 1 корпусі ВУ у 6 групі нагрівання соку перед ВУ

$$ER_{pvu} = \frac{1,02 \cdot S_{pvu} C(t_1 - t_n + 0,2)}{r(t_r)} = 0,38 \%$$

3.5. Витрата пари на вакуум-апарати

Концентрація сиропу після ВУ(сироп далі подіється на клерування жовтого та бурого цукру) приймаємо 66,7 % (з подальшим уточненням)

Витрата сиропу з 6 корпусу

$$S_{sir} = S_{pvu} \frac{CP_{pvu}}{CP_{sir}} = 122,82 \frac{16,23}{66,7} = 29,89 \%$$

При клеруванні жовтого та бурого цукрі сиропом додатково на клеровку додається 1 % ($S_{cik} = 1$) соку та 1 % ($S_{vkl} = 1$) води.

Тоді витрата сиропу після клерування

$$S_{sir0} = S_{sir} + S_{cik} + S_{vkl} + S_{zaguykop} = 29,89 + 1 + 1 + 9,57 = 41,456\%$$

Концентрація сиропу після клерування сиропом

$$CP_{sir0} = \frac{S_{sir} \cdot CP_{sir} + 99 \cdot S_{zaguykop} + S_{cik} \cdot CP_{pvu}}{S_{sir} + S_{cik} + S_{vkl} + S_{zaguykop}} = 71,33\%$$

Водні підкачки на розмивання пудри для 1, 2 та 3 продуктів приймаємо відповідно

$$w_{vp1} = 0,1; \quad w_{vp2} = 0,2; \quad w_{vp3} = 0,5;$$

3.5.1. Витрата пари на вакуум-апарати 1 кристалізації

$$W_{BA1} = 1,07 \left[S_{sir0} \left(1 - \frac{CP_{sir0}}{92,5} \right) + S_{pb1} \left(1 - \frac{CP_{pb1}}{92,5} \right) \right] + w_{vp1} = 11,54\%$$

Пара з ВА 1 відсмоктується високо-напірними вентиляторами і після стискання податся в нагрівну камеру тих самих вакуум-апаратів. Тому парове навантаження вакуум-апаратів 1 кристалізації не являється навантаженням на випарну установку

3.5.2. Витрата пари на вакуум-апарати 2 кристалізації

$$W_{BA2} = 1,07 \left[S_{pz1} \left(1 - \frac{CP_{zp1}}{93,5} \right) \right] + w_{vp2} = 1,583\%$$

На В/А 2 кристалізації поступає вторинна пара 4 корпусу ВУ

3.5.3. Витрата пари на вакуум-апарати 3 кристалізації

$$W_{BA3} = 1,07 \left[S_{pz2} \left(1 - \frac{CP_{zp2}}{94} \right) \right] + w_{vp3} = 1,258\%$$

На В/А 3 кристалізації поступає вторинна пара 4 корпусу ВУ

Калорифери сушильної установки споживають вторинну пару 2 корпус ВУ у кількості 0,3 %.

$$D_{ks} = 0,3\% .$$

Підігрівач густого сиропу

В підігрівачі нагрівається весь сироп після клеровки при разі застосуванні схеми стандарт-сиропу біла патока. Нагрівання здійснюється вторинною парою 4 корпусу ВУ

$$E_{sирop} = 1,02(S_{sир0} + S_{pb1}) \cdot 2,8 \frac{85 - 78}{r(t_2)} = 0,404\%$$

Вихід пари на конденсатор із 6 корпусу ВУ
приймаємо попередньо $D_k = 1,9\%$

4. РОЗРАХУНОК НАВАНТАЖЕНЬ ВИПАРНОЇ УСТАНОВКИ

**Відбори вторинної пари з корпусів випарної установки
(без врахування пари само випаровування із збірників конденсатів)**

$$E1 = E1_{pvu} = 1,885$$

$$E2 = E2_{pvu} + D_{ks} = 1,835$$

$$E3 = E3_{pvu} = 1,788$$

$$E4 = E4_{pvu} + E4_{2s} + W_{va2} + W_{va3} + E4_{pd} + E_{sirop} + D_{dif4} = 7,791$$

$$E5 = E5_{pvu} + E5_{pd} + D_{dif5} + D_{pkp} = 5,716$$

$$E6 = E6_{pd} + D_k = 4,965$$

Задаємо попередньо величини парів самовипаровування з конденсатних збірників

$$e_1 = 0; \quad e_2 = 0,143; \quad e_3 = 0,402; \quad e_4 = 0,273; \quad e_5 = 0,977$$

Навантаження корпусів випарної установки

$$W6 = E6_{pd} + D_k = 4,965$$

$$W5 = W6 + E5 - e_5 = 9,704$$

$$W4 = W5 + E4 - e_4 = 17,222$$

$$W3 = W4 + E3 - e_3 = 18,608$$

$$W2 = W3 + E2 - e_2 = 20,185$$

$$W1 = W2 + E1 = 22,984$$

Сумарна продуктивність ВУ по випареній воді з цукрового розчину

$$W = W1 + W2 + W3 + W4 + W5 + W6 = 92,984$$

Перевірка

$$W = E1 + 2(E2 - e_2) + 3(E3 - e_3) + 4(E4 - e_4) + 5(E5 - e_5) + 6E6 = 92,984$$

Концентрація сиропу з ВУ (до клерування)

$$CP_{sirVU} = CP_{pvu} \frac{S_{pvu}}{S_{pvu} - W} = 66,81 \%$$

Визначення фактичних величин парів само випаровування зі збірників конденсатів

В системі 6 збірників конденсату

Збірник № ret – конденсат ретурної пари весь надходить в ТЕЦ

Збірник №1 – конденсат вторинної пари з 1 корпусу ВУ. 50% конденсату повертається з ТЕЦ у збірник №2, завдяки чому є пара самовипаровування e_2

Збірник №2 – конденсат конденсат вторинної пари з 2 корпусу ВУ.

Збірник №3 – конденсат конденсат вторинної пари з 3 корпусу ВУ.

Збірник №4 – конденсат конденсат вторинної пари з 4 корпусу ВУ.

Збірник №5 – конденсат конденсат вторинної пари з 5 та 6 корпусів ВУ.

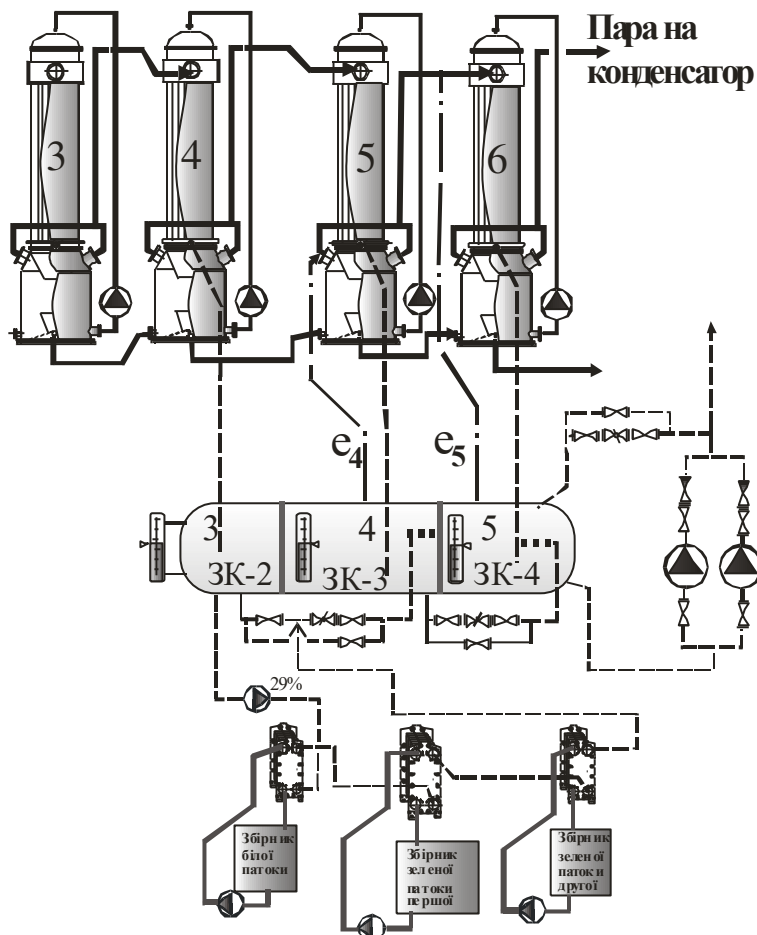


Рис. 4. Схема нагрівання паток конденсатами

Випаровується пара лише з того конденсату, що надходить перегрітим у збірник із попереднього збірника відносно температури насичення у паровій відтяжці.

Пара самовипаровування зі збірника №2

$$e_2 = 0,5 \cdot W1 \cdot 4,2 \frac{t_1 - t_2}{r(t_2)} = 0,143$$

Пара самовипаровування зі збірника №3

$$e_3 = (W2 + 0,5 \cdot W1 - e_2) 4,2 \frac{t_2 - t_3}{r(t_3)} = 0,403$$

Пара самовипаровування зі збірника №4

Конденсатом з збірника нагріваються потоки, тому т-ра конденсату зі збірника № 3 після підігрівачів на 6 °С менше температури т-ри насичення конденсату в збірнику №3.

$$e_4 = (W3 + W2 + 0,5 \cdot W1 - e_2 - e_3) 4,2 \frac{t_3 - t_4 - 6}{r(t_4)} = 0,273$$

Пара самовипаровування зі збірника №5

$$e_5 = (W4 + W3 + W2 + 0,5 \cdot W1 - e_2 - e_3 - e_4) 4,2 \frac{t_4 - t_5}{r(t_5)} = 0,979$$

Кількість конденсату в збірнику №5, який відкачується насосом на теплообмінники.

$$G5_{\text{кond}} = 0,5W1 + W2 + W3 + W4 + W5 + W6 - e_2 - e_3 - e_4 - e_5 = 80$$

Фактичні значення парів самовипаровування

$$e_1 = 0; \quad e_2 = 0,143; \quad e_3 = 0,403; \quad e_4 = 0,273; \quad e_5 = 0,979$$

Уточнена продуктивність випарної установки по випареній волозі

$$W = E1 + 2(E2 - e_2) + 3(E3 - e_3) + 4(E4 - e_4) + 5(E5 - e_5) + 6E6 = 92,972$$

Уточнена концентрація сиропу з ВУ (до клерування)

$$CP_{sirVU} = CP_{pvu} \frac{S_{pvu}}{S_{pvu} - W} = 66,78 \%$$

Фактичні (уточнені) навантаження корпусів випарної установки

$$\begin{aligned} W6 &= E6_{pd} + D_k = 4,965 \\ W5 &= W6 + E5 - e_5 = 9,704 \\ W4 &= W5 + E4 - e_4 = 17,222 \\ W3 &= W4 + E3 - e_3 = 18,608 \\ W2 &= W3 + E2 - e_2 = 20,185 \\ W1 &= W2 + E1 = 22,984 \end{aligned}$$

$$W = W1 + W2 + W3 + W4 + W5 + W6 = 92,972$$

Витрата сиропу із 6 корпусу ВУ на клерування

$$S_{sirVU} = S_{pvu} - W = 29,848\%$$

Витрата сиропу після клерування (уточнена)

$$S_{sir0} = S_{sir} + S_{cik} + S_{vkl} + S_{zaguykop} = 41,418\%$$

Концентрація сиропу після клерування сиропом (уточнена)

$$CP_{sir0} = \frac{S_{sir} CP_{sir} + 99 \cdot S_{zaguykop} + S_{cik} CP_{pvu}}{S_{sir} + S_{cik} + S_{vkl} + S_{zaguykop}} = 71,395\%$$

Концентрації сиропу після корпусів випарної установки

$$CP_{PVU} = 16,807 \% \quad CP1 = \frac{CP_{PVU} S_{PVU}}{S_{PVU} - W1} = 19,807\%$$

$$CP2 = \frac{CP_{PVU} S_{PVU}}{S_{PVU} - W1 - W2} = 24,81\%$$

$$CP3 = \frac{CP_{PVU} S_{PVU}}{S_{PVU} - W1 - W2 - W3} = 32,29\%$$

$$CP4 = \frac{CP_{PVU} S_{PVU}}{S_{PVU} - W1 - W2 - W3 - W4} = 44,78\%$$

$$CP5 = \frac{CP_{PVU} S_{PVU}}{S_{PVU} - W1 - W2 - W3 - W4 - W5} = 57,26\%$$

$$CP6 = \frac{CP_{PVU} S_{PVU}}{S_{PVU} - W1 - W2 - W3 - W4 - W5 - W6} = 66,784\%$$

Розподілення активних паровідборів по корпусам випарної установки

Табл.№ 11

№	Найменування споживача пари з ВУ	№ корпусу випарної установки (ВУ)					
		1	2	3	4	5	6
1	Підігрівач ПДС 2 групи						3,115
2	Підігрівач ПДС 3 групи					2,986	
3	Підігрівач перед 2 сатур ПП2s				2,296		
4	Підігрівач перед ВУ ПВУ 1 групи					1,88	
5	Підігрівач перед ВУ ПВУ 2 групи				1,683		
6	Підігрівач перед ВУ ПВУ 3 групи			1,788			
7	Підігрівач перед ВУ ПВУ 4 групи		1,535				
8	Підігрівач перед ВУ ПВУ 5 групи	1,885					
9	Камери дифузійного апарата				0,567	0,85	
10	Вакуум-апарат 2 продукту				1,583		
11	Вакуум-апарат 3 продукту				1,258		
12	Підігрівач сиропу				0,404		
13	Калорифер сушильн. установки		0,3				
14	Підігрівач ПКП						0
15	Вихід пари на конденсатор						1,85
16	Сумарні паровідбори	1,885	1,835	1,788	7,791	5,716	4,965
17	Пара самовипаровування	0	0,143	0,403	0,273	0,979	0

Витрати сиропу по корпусам ВУ, концентрації по корпусам ВУ, навантаження випарних апаратів

Табл № 12

№	Найменування	№ корпусу випарної установки					
		1	2	3	4	5	6
1	Витрата соку на ВА	122,82	106,64	80,34	61,736	44,52	34,81
2	Витрата соку із ВА	106,64	80,34	61,736	44,52	34,81	29,848
3	Концентр. Соку на ВА	16,23	19,81	24,81	32,29	44,78	57,26
4	Концентр. Соку із ВА	19,81	24,81	32,29	44,78	57,26	66,78
5	Випарена вода із соку	22,182	20,297	18,605	17,22	9,702	4,965

5. Розрахунок паро-компресорної установки на стиснення вторинної пари із вакуум-апаратів 1 кристалізації до параметрів нагрівної пари.

Суха насичена пара після вакуум-апаратів стискається в 4 ступені з повним проміжним охолодженням перегрітої пари за рахунок вприскування конденсатів.

Для стиснення використовуються 3 високонапірних вентилятора та на останньому ступені стискання – турбо-компресор. Стиснення вентиляторами здійснюється по схемі:

1 ступінь від 20 до 30 кПа;

2 ступінь від 30 до 46 кПа;

3 ступінь від 46 до 65 кПа

4 ступінь від 65 до 120 кПа здійснюється турбокомпресором

Температури насичення пари при тисках на вході 1, 2, 3, та 4 ступенів

1 ступінь $P = 20$ кПа; $t_{1s} = 60$ °С = 333,15 °К

2 ступінь $P = 30$ кПа; $t_{2s} = 71$ °С = 344,15 °К

3 ступінь $P = 46$ кПа; $t_{3s} = 79,5$ °С = 352,65 °К

4 ступінь $P = 65$ кПа; $t_{4s} = 88$ °С = 361,15 °К

Масова витрата утфільної пари з вакуум-апаратів 1 кристалізації 11,54% до м.бур. В процесі стиснення масова витрата пари зростає на величину конденсату, що витрачається на охолодження пари до стану насичення, тому на стискання витрачається 10,7 % пари; решта поступає на підігрівач дифузійного на утфільній парі разом із парою з вакуум-апаратів 2 та 3 продуктів.

5.1. Розрахунок 1 ступеня стиснення утфільної пари

Тиск пари на вході $P_1 = 20$ кПа;

Тиск пари на виході $P_2 = 30$ кПа;

Температура насичення стисненої пари при тиску P_2 $t_{2s} = 71$ °С .

Масова витрата пари

$$G_1 = \frac{A \cdot W_{BAI}}{2400 \cdot 3,6} = \frac{5000 \cdot 10,7}{2400 \cdot 3,6} = 6,19 \text{ кг/с}$$

Питомий об'єм пари v_1 при тиску $P_1 = 20$ кПа

$$v_1 = 7,68 \text{ м}^3/\text{кг.}$$

Об'ємна витрата пари на високо напірний вентилятор 1 ступеня стискання

$$V_1 = G_1 v_1 = 47,55 \text{ м}^3 / \text{с}$$

Температура пари на виході із вентилятора t_2

$$T_{1s} = 273,15 + t_1 ; T_{2s} = 273,15 + t_2 \\ t_{1s} = 60 \text{ }^\circ\text{C} ;$$

Показник політропи $n = 1,25$

$$T_2 = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{m-1}{n}} = 361,29 \quad t_2 = 88,14.$$

Ентальпія насиченої пари при тиску P_2 , $h_{2s} = 2629 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$

Ентальпія перегрітої пари при температурі t_2 при тиску P_2 , $h_2 = 2663 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$

Перегріту пару охолоджуємо до стану насичення при тиску P_2 за рахунок вприскування конденсату з температурою 71 °С.

Витрата конденсату на охолодження

$$G_{kond1} = G_1 \frac{h_2 - h_{2s}}{h_{2s} - 4.2 \cdot t_{kond}} = 0,09 \frac{\text{кг}}{\text{с}}$$

Коефіцієнт зростання масової кількості пари після випаровування конденсату

$$J_1 = \frac{h_2 - h_{2s}}{h_{2s} - 4.2 \cdot t_{kond}} = 0,015 \frac{\text{кг}}{\text{с}}$$

Потужність, що витрачається на стискання пари в вентиляторі №1 (1 ступінь стискання). $\eta = 0,75$

$$N_1 = \frac{1}{\eta} \frac{n-1}{n} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] = 535,6 \text{ кВт}$$

Витрата насиченої пари після випарувального охолодження конденсатом

$$G_2 = G_1 + G_{\text{конд1}} = 6,282 \frac{\text{кг}}{\text{с}}$$

5.2. Розрахунок 2 ступеня стиснення утфільної пари

Тиск пари на вході $P_1 = 30$ кПа;

Тиск пари на виході $P_2 = 46$ кПа;

Температура насичення стисненої пари при тиску P_2 $t_{2s} = 79,5$ °C.

Масова витрата пари

$$G_1 = 6,282, \text{ кг/с}$$

Питомий об'єм пари v_1 при тиску $P_1 = 30$ кПа

$$v_1 = 5,25 \text{ м}^3/\text{кг}.$$

Об'ємна витрата пари на високо напірний вентилятор 2 ступеня стискання

$$V_1 = G_1 v_1 = 32,98 \text{ м}^3/\text{кг}$$

Температура пари на виході із вентилятора t_2

$$T_{1s} = 273,15 + t_1 ; T_{2s} = 273,15 + t_2 \\ t_{1s} = 71 \text{ °C} ;$$

Показник політропи $n = 1,25$

$$T_2 = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} = 374,86 \quad t_2 = 101,72.$$

Ентальпія насиченої пари при тиску P_2 , $h_{2s} = 2643 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$

Ентальпія перегрітої пари при температурі t_2 та тиску P_2 , $h_2 = 2687 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$

Перегріту пару охолоджуємо до стану насичення при тиску P_2 за рахунок випарування конденсату з температурою $79,5^\circ\text{C}$.

Витрата конденсату на охолодження

$$G_{\text{kond1}} = G_1 \frac{h_2 - h_{2s}}{h_{2s} - 4.2 \cdot t_{\text{kond}}} = 0,12 \frac{\text{кг}}{\text{с}}$$

Коефіцієнт зростання масової кількості пари після випаровування конденсату

$$J_1 = \frac{h_2 - h_{2s}}{h_{2s} - 4.2 \cdot t_{\text{kond}}} = 0,019 \frac{\text{кг}}{\text{с}}$$

Потужність, що витрачається на стискання пари в вентиляторі №2 (2 ступінь стискання). $\eta = 0,75$

$$N_1 = \frac{1}{\eta} \frac{n-1}{n} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] = 588,7 \text{ кВт}$$

Витрата насиченої пари після випаровувального охолодження конденсатом

$$G_2 = G_1 + G_{\text{kond1}} = 6,402 \frac{\text{кг}}{\text{с}}$$

5.3. Розрахунок 3 ступеня стиснення утфільної пари

Тиск пари на вході $P_1 = 46 \text{ кПа}$;

Тиск пари на виході $P_2 = 65 \text{ кПа}$;

Температура насичення стисненої пари при тиску P_2 $t_{2s} = 88^\circ\text{C}$.

Масова витрата пари

$$G_1 = 6,402, \text{ кг/с}$$

Питомий об'єм пари v_1 при тиску $P_1 = 46 \text{ кПа}$

$$v_1 = 3,5 \text{ м}^3/\text{кг}.$$

Об'ємна витрата пари на високо напірний вентилятор 3 ступеня стискання

$$V_1 = G_1 v_1 = 22,407 \text{ м}^3 / \text{кг}$$

Температура пари на виході із вентилятора t_2

$$T_{1s} = 273,15 + t_1 ; T_{2s} = 273,15 + t_2 \\ t_{1s} = 79,5 \text{ }^\circ\text{C} ;$$

Показник політропи $n = 1,25$

$$T_2 = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{m-1}{n}} = 377,9 \quad t_2 = 104,75.$$

Ентальпія насиченої пари при тиску P_2 , $h_{2s} = 2657 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$

Ентальпія перегрітої пари при температурі t_2 та тиску P_2 , $h_2 = 2690 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$

Перегріту пару охолоджуємо до стану насичення при тиску P_2 за рахунок вприскування конденсату з температурою $104,7 \text{ }^\circ\text{C}$.

Витрата конденсату на охолодження

$$G_{kond1} = G_1 \frac{h_2 - h_{2s}}{h_{2s} - 4.2 \cdot t_{kond}} = 0,093 \frac{\text{кг}}{\text{с}}$$

Коефіцієнт зростання масової кількості пари після випаровування конденсату

$$J_1 = \frac{h_2 - h_{2s}}{h_{2s} - 4.2 \cdot t_{kond}} = 0,014 \frac{\text{кг}}{\text{с}}$$

Потужність, що витрачається на стискання пари в вентиляторі №3 (3 ступінь стискання). $\eta = 0,75$

$$N_1 = \frac{1}{\eta} \frac{n-1}{n} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] = 492 \text{ кВт}$$

Витрата насиченої пари після випарувального охолодження конденсатом

$$G_2 = G_1 + G_{kond1} = 6,495 \frac{\text{кг}}{\text{с}}$$

5.4. Розрахунок 4 ступеня стиснення утфільної пари (турбокомпресор)

Тиск пари на вході $P_1 = 65$ кПа;

Тиск пари на виході $P_2 = 120$ кПа;

Температура насичення стисненої пари при тиску P_2 $t_{2s} = 105$ °С .

Масова витрата пари

$$G_1 = 6,495, \text{ кг / с}$$

Питомий об'єм пари v_1 при тиску $P_1 = 65$ кПа

$$v_1 = 2,54 \text{ м}^3/\text{кг}.$$

Об'ємна витрата пари на компресор 4 ступеня стискання

$$V_1 = G_1 v_1 = 16,237 \text{ м}^3 / \text{кг}$$

Температура пари на виході із вентилятора t_2

$$T_{1s} = 273,15 + t_1 ; T_{2s} = 273,15 + t_2$$

$$t_{1s} = 88 \text{ °С} ;$$

Показник політропи $n = 1,25$

$$T_2 = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{m-1}{n}} = 408,26 \quad t_2 = 104,75.$$

Ентальпія насиченої пари при тиску P_2 , $h_{2s} = 2684 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$

Ентальпія перегрітої пари при температурі t_2 та тиску P_2 , $h_2 = 2744 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$

Перегріту пару охолоджуємо до стану насичення при тиску P_2 за рахунок вприскування конденсату з температурою $104,7$ °С.

Витрата конденсату на охолодження

$$G_{kond1} = G_1 \frac{h_2 - h_{2s}}{h_{2s} - 4.2 \cdot t_{kond}} = 0,173 \frac{кг}{с}$$

Коефіцієнт зростання масової кількості пари після випаровування конденсату

$$J_1 = \frac{h_2 - h_{2s}}{h_{2s} - 4.2 \cdot t_{kond}} = 0,027 \frac{кг}{с}$$

Потужність, що витрачається на стискання пари в турбокомпресорі №4 (4 ступінь стискання). $\eta = 0,75$

$$N_1 = \frac{1}{\eta} \frac{n-1}{n} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] = 917,9 \text{ кВт}$$

Витрата насиченої пари після випаровувального охолодження конденсатом

$$G_2 = G_1 + G_{kond1} = 6,667 \frac{кг}{с}$$

Сумарна потужність трьох вентиляторів та турбокомпресора

$$N = N1 + N2 + N3 + N4 = 2534 \text{ кВт}$$

6. ЕНЕРГО-ЕФЕКТИВНІ ПОКАЗНИКИ РОБОТИ ТЕПЛО-ТЕХНОЛОГІЧНОГО КОМПЛЕКСУ ЗАВОД-ТЕЦ

Розраховуємо питомі витрати теплоти та палива на технологічні потреби, а також витрати теплоти на вироблення теплової та електричної енергії при споживанні газу, як палива, на ТЕЦ з середніми параметрами гострої пари: тиск пари $P = 35$ бар, температура на виході із пароперегрівача $t_{nn} = 435$ °С, та з підвищеними параметрами гострої пари: тиск пари $P = 60$ бар, температура на виході із пароперегрівача $t_{nn} = 550$ °С.

6.1 ЕНЕРГО-ЕФЕКТИВНІ ПОКАЗНИКИ РОБОТИ ТЕПЛО-ТЕХНОЛОГІЧНОГО КОМПЛЕКСУ ЗАВОД-ТЕЦ ІЗ СЕРЕДНІМИ ПАРАМЕТРАМИ ПАРИ НА ТУБРОУСТАНОВКУ

Середні параметри: $P = 35$ бар; $t_o = 435$ °С.

З розрахунку теплової схеми заводу витрата пари 1 корпус ВУ становить $W_1 = 22,18\%$.

Загальна витрата технологічної пари складається із пари на ВУ, пари на догрівання соку перед ВУ, просапку вакуум-апаратів, втрат теплоти при транспортуванні пари із ТЕЦ

$$D_{tex} = 1,01 \cdot W_1 + D_{prop} + ER_{pvu} = 22,88 \%$$

Питома витрата умовного палива на перероблення буряків в % до маси буряків (без електроенергії)

$$B_{texn} = D_{texn} \frac{h_{ret} - 4,2 t_{kond}}{\eta_p Q_{p.n}^{ym}} = 22,18 \frac{2732 - 4,2 \cdot 136}{0,92 \cdot 29320} = 1,833 \%$$

Питома витрата теплоти на перероблення буряків в % до маси буряків (без електроенергії)

$$Q_{texn} = B_{texn} \frac{29320}{100} = 537 \text{ Мдж / тонну}$$

Питома витрата натурального палива (газу) на перероблення буряків в % до маси буряків (без електроенергії) м³/тонну бур.

$$G_{gaz}^{texn} = B_{texn} \frac{10}{1,15} = 15,94 \frac{\text{м}^3}{\text{тонну}}$$

Витрата пари на турбіну для забезпечення теплового технологічного навантаження

$$D_{turb} = \frac{D_{texn}}{\beta} = 21,588 \%$$

Де $\beta = 1,06$ - коефіцієнт зростання витрати пари після випарувального охолодження конденсатом в ОУ.

Ентальпія гострої пари при $P=35$ бар, температура на виході із пароперегрівача $t_{nn} = 435$ °С $h_o = 3305 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$

Питома витрата гострої пари через турбіну на вироблення теплової та електричної енергії, що поступає на технологічні потреби

$$B_{t.e}^{texn} = D_{turb} \frac{h_o - 4,2 \cdot t_{kond}}{\eta 29320} = 2,188 \%$$

Питома витрата натурального палива (газу) на вироблення теплової та електричної енергії, що поступає на технологічні потреби, м³/тонну бур.

$$G_{gaz}^{texn.el.} = B_{t.e}^{texn} \frac{10}{1,15} = 19,025 \frac{\text{м}^3}{\text{тонну}}$$

Витрата гострої пари з котлів на турбоустановку на вироблення теплової та електричної енергії на технологічні потреби ($A = 5000$ тонн/добу)

$$D_{kot} = D_{turb} \frac{A \cdot 1,03}{2400} = 46,324 \text{ тонн/год}$$

Вироблення електричної енергії парою, що поступає з парогенераторів на турбіну

Відносний внутрішній к.к.д. турбіни $\eta_{oi} = 0,75$

Електромеханічний к.к.д турбоустановки $\eta_{em} = 0,92$

$$N = D_{kot} (h_o - h_{ao}) \eta_{oi} \eta_{em} \frac{1}{3,6} = 5070 \text{ кВт}$$

Питома витрата пари на вироблення кВт електричної потужності

$$d = \frac{D_{kot} \cdot 10^3}{N} = 9,14 \frac{\text{кг}}{\text{кВт}}$$

6.2 ЕНЕРГО-ЕФЕКТИВНІ ПОКАЗНИКИ РОБОТИ ТЕПЛО-ТЕХНОЛОГІЧНОГО КОМПЛЕКСУ ЗАВОД-ТЕЦ З ПІДВИЩЕНИМИ ПАРАМЕТРАМИ ПАРИ НА ТУБРОУСТАНОВКУ

Підвищені параметрами гострої пари: тиск пари $P = 60$ бар, температура на виході із пароперегрівача $t_{mn} = 550$ °С.

Витрата пари 1 корпус ВУ $W_1 = 22,18\%$.

Загальна витрата технологічної пари складається із пари на ВУ, пари на догрівання соку перед ВУ, просапку вакуум-апаратів, втрат теплоти при транспортуванні пари із ТЕЦ

$$D_{tex} = 1,01 \cdot W_1 + D_{prop} + ER_{pvu} = 22,88 \%$$

Питома витрата умовного палива на перероблення буряків в % до маси буряків (без електроенергії)

$$B_{texn} = D_{texn} \frac{h_{ret} - 4,2 t_{kond}}{\eta_p Q_{p.n}^{ym}} = 22,18 \frac{2732 - 4,2 \cdot 136}{0,92 \cdot 29320} = 1,833 \%$$

Питома витрата теплоти на перероблення буряків в % до маси буряків (без електроенергії)

$$Q_{texn} = B_{texn} \frac{29320}{100} = 537 \text{ Мдж / тонну}$$

Питома витрата натурального палива (газу) на перероблення буряків в % до маси буряків (без електроенергії) м³/тонну бур.

$$G_{gaz}^{texn} = B_{texn} \frac{10}{1,15} = 15,94 \frac{\text{м}^3}{\text{тонну}}$$

Витрата пари на турбіну для забезпечення теплового технологічного навантаження

$$D_{turb} = \frac{D_{texn}}{\beta} = 21,386 \%$$

Де $\beta = 1,07$ - коефіцієнт зростання витрати пари після випарувального охолодження конденсатом в ОУ.

Ентальпія гострої пари при $P=60$ бар, температура на виході із пароперегрівача $t_{nn} = 550$ °С $h_o = 3475 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$

Питома витрата гострої пари через турбіну на вироблення теплової та електричної енергії, що поступає на технологічні потреби

$$B_{t.e}^{texn} = D_{turb} \frac{h_o - 4,2 \cdot t_{kond}}{\eta 29320} = 2,302 \%$$

Питома витрата натурального палива (газу) на вироблення теплової та електричної енергії, що поступає на технологічні потреби, м³/тонну бур.

$$G_{gaz}^{texn.el.} = B_{t.e}^{texn} \frac{10}{1,15} = 20,02 \frac{\text{м}^3}{\text{тонну}}$$

Витрата гострої пари з котлів на турбоустановку на вироблення теплової та електричної енергії на технологічні потреби ($A = 5000$ тонн/добу)

$$D_{kot} = D_{turb} \frac{A \cdot 1,03}{2400} = 45,89 \text{ тонн / год}$$

Вироблення електричної енергії парою, що поступає з парогенераторів на турбіну

Відносний внутрішній к.к.д. турбіни $\eta_{oi} = 0,75$

Електромеханічний к.к.д турбоустановки $\eta_{em} = 0,92$

$$N = D_{kot} (h_o - h_{ao}) \eta_{oi} \eta_{em} \frac{1}{3,6} = 6157 \text{ кВт}$$

Питома витрата пари на вироблення кВт електричної потужності

$$d = \frac{D_{kot} 10^3}{N} = 7,453 \frac{\text{кг}}{\text{кВт}}$$

7. РОЗРАХУНКИ ПОВЕРХНІ ПЛІВКОВИХ АПАРАТІВ ХВОСТОВОЇ ЧАСТИНИ ВУ

7.1 Розрахунок поверхні теплообміну 5 корпусу ВУ

5 корпус ВУ – плівковий випарний апарат, який при паровому навантаженні $W_5 = 9,702\%$ повинен забезпечити температуру вторинної пари $101\text{ }^\circ\text{C}$ за температури нагрівної пари $107\text{ }^\circ\text{C}$.

Відповідно до результатів розрахунку теплової схеми на випарний апарат подається $S_5 = 44,52\%$ соку з концентрацією $CP_{\text{вх}5} = 44,78\%$.

Аналогічно розрахунок поверхні теплообміну плівкового випарного апарата виконуємо методом ітерації.

Теплове навантаження 4 корпусу ВУ

$$Q_5 = W_5 r_5 \frac{A}{2400 \cdot 3,6} = 12650 \text{ кВт}$$

Концентрація сиропу на виході

$$CP_{\text{вих}5} = \frac{CP_{\text{вх}5} S_5}{S_5 - W_5} = 62,18 \%$$

Кратність примусової циркуляції розчину приймаємо $n_u = 3$

Концентрація розчину, що поступає на зрошення поверхні теплообміну

$$CP_o = \frac{CP_{\text{вх}5}}{n_u} + CP_{\text{вих}5} \left(1 - \frac{1}{n_u}\right) = 53,1 \%$$

Середня по довжині труби концентрація сиропу в апараті

$$CP_{cp} = \frac{CP_o + CP_{\text{вих}5}}{2} = 55,18 \%$$

Фізико-хімічна температурна депресія (при $CP > 37 \%$)

$$\Delta_{\text{фх}} = 0,01622 \frac{T^2}{r} \frac{CP_{cp}}{62,655 - 0,695 CP_{cp}} = 2,29 \text{ }^\circ\text{C}$$

Задаємося поверхнею теплообміну $F = 2360 \text{ m}^2$.

Густина теплового потоку $q = \frac{Q}{F} = 5,362 \frac{\text{кВт}}{\text{м}^2}$.

Коефіцієнт тепловіддачі під час конденсації пари

$$\text{Re}_k = \frac{qL}{r \rho v} = 78$$

$$\alpha_{1o} = 0,925 \sqrt[3]{\frac{\lambda^3 \rho r g}{v q L}} \text{Re}_k^{0,053} = 9183 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \text{К}}$$

$$\alpha_1 = 0,9 \cdot \alpha_{1o} = 8264 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \text{К}}$$

Коефіцієнт тепловіддачі до плівки сиропу

Кількість труб, що відповідає заданій густині теплового потоку та тепловому навантаженні випарного апарата

Кількість труб $n = \frac{Q}{q \pi d_{cp} L} = 2710$.

Масова випарена із сиропу вода $W = \frac{W_5 A}{2400} = 5,615 \text{ кг/с}$

Швидкість пари на виході із теплообмінної труби

$$u_2^{вих} = \frac{4 \cdot W}{\rho_2 \pi d^2 n} = 4,87 \text{ м/с}$$

Середня швидкість пари в теплообмінній трубі

$$u_2 = \frac{u_2^{вих}}{2} = 2,435 \text{ м/с}$$

Витрата соку на верхню трубну дошку

$$G_o = S_5 \frac{A \cdot n_y}{2400 \cdot 3,6} = 77,3 \frac{\text{кг}}{\text{с}}$$

Середня по довжині труби об'ємна щільність зрошення

$$\Gamma_v = \frac{G_o - W}{\pi d n \cdot \rho} = 2,4 \cdot 10^{-4} \frac{M^2}{c}$$

Середній по довжині труби коефіцієнт тепловіддачі до плівки сиропу

Числа $Re = 4\Gamma_v / \nu = 652$; $Pe = 4\Gamma_v / a = 7476$

Поправка на геометричні розміри труби

$$K_{Ld} = \left\{ 1 + 0,06 \left(\frac{\nu}{\nu_o + \nu} \right) \left[1 - \exp \left(-0,05 \left(\frac{L}{2} \right)^3 \right) \right] \right\} \left(\frac{d}{d_o} \right)^{0,35 - 0,06 \left(\frac{d}{d_o} \right)} = \left\{ 1 + 0,06 \left(\frac{2,06 \cdot 10^{-6}}{0,3 \cdot 10^{-6} + 2,06 \cdot 10^{-6}} \right) \times \right. \\ \left. \times \left[1 - \exp \left(-0,05 \cdot \left(\frac{8,9}{2} \right)^3 \right) \right] \right\} \times \\ \times \left(\frac{0,03}{0,02} \right)^{0,35 - 0,06(0,03/0,02)} = 1,166$$

Поправка на швидкість пари

$$Re_2 = \frac{u_2 d}{\nu_2} = 3664$$

$$K_w = \sqrt{1 + \left[7,5 \cdot 10^{-6} Re_2 \left(\frac{\rho}{\rho_2} \right)^{0,2} \right]^2} = \sqrt{1 + \left[7,5 \cdot 10^{-6} 2000 \left(\frac{1242}{0,607} \right)^{0,2} \right]^2} = 1,008 .$$

Середній по довжині труби коефіцієнт тепловіддачі α_2

$$\frac{\alpha}{\lambda} \left(\frac{\nu^2}{g} \right)^{1/3} = 1,12 Re^{-1/3} (0,85 + 0,01 Pe^{0,2} + 4,5 \cdot 10^{-4} Pe^{0,86} Pr^{-0,2}) K_w K_{boil} K_{Ld} = \\ = 0,228$$

$$\alpha_2 = 0,213 \frac{\lambda}{\left(\frac{\nu^2}{g} \right)^{1/3}} = 1881 \frac{Bm}{M^2 K}$$

Середній по довжині труби коефіцієнт теплопередачі

$$K = \left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{cm}}{\lambda_{cm}} + \frac{1}{\alpha_2} \right)^{-1} = 1351, \frac{Bm}{M^2 K}$$

Число Вебера

$$We = \frac{\rho_2 u^2 d}{\sigma} = 1,641$$

Коефіцієнт пригнічення депресії потоком пари

$$K_{den} = \exp(-1,07 \cdot 10^{-2} \sqrt{We^3 Pe}) = 0,765$$

Розрахункова густина теплового потоку

$$q_{розр} = K(t_{сп} - t_{втор} - \Delta_{фч} K_{den}) = 5741 \frac{Вт}{м^2}$$

Розрахункова густина теплового потоку співпала з прийнятою.

Розрахункова поверхня випарного апарата становить

$$F = \frac{Q}{q_{розр}} = 2204 \text{ м}^2$$

Приймаємо до встановлення плівковий випарний апарат ТВП 9 – 2430 поверхнею 2430 м².

7.2 Розрахунок поверхні теплообміну 6 корпусу ВУ

Згідно із завданням на проектування застосовується як 6 корпус ВУ – плівковий випарний апарат, який при паровому навантаженні $W = 4,965\%$ повинен забезпечити температуру вторинної пари 94 °С за температури нагрівної пари 100,0 °С.

Відповідно до результатів розрахунку теплової схеми на випарний апарат подається $S = 34,81\%$ соку з концентрацією $CP = 57,26\%$.

Аналогічно розрахунок поверхні теплообміну плівкового випарного апарата виконуємо методом ітерації.

Теплове навантаження 6 корпусу ВУ

$$Q_6 = W_6 r_6 \frac{A}{2400 \cdot 3,6} = 6529 \text{ кВт}$$

Концентрація сиропу на виході

$$CP_{вих6} = \frac{CP_{6x6} S}{S - W_6} = 66,78 \%$$

Кратність примусової циркуляції розчину приймаємо $n_u = 4$

Концентрація розчину, що поступає на зрошення поверхні теплообміну

$$CP_o = \frac{CP_{6x}}{n_u} + CP_{вих} = 64,4 \%$$

Середня по довжині труби концентрація сиропу в апараті

$$CP_{cp} = \frac{CP_o + CP_{вих}}{2} = 65,6 \%$$

Фізико-хімічна температурна депресія (при $CP > 37 \%$)

$$\Delta_{\phi x} = 0,01622 \frac{T^2}{r} \frac{CP_{cp}}{62,655 - 0,695 CP_{cp}} = 3,7 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Задаємося поверхнею теплообміну $F = 2200$

Густина теплового потоку $q_{зад} = \frac{Q}{F} = 2,97 \frac{\text{кВт}}{\text{м}^2}$.

Коефіцієнт тепловіддачі під час конденсації пари

$$Re_k = \frac{qL}{r \rho v} = 27,9$$

$$\alpha_{1o} = 0,925 \sqrt[3]{\frac{\lambda^3 \rho r g}{v q L}} Re_k^{0,053} = 10690 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \text{К}}$$

$$\alpha_1 = 0,9 \cdot \alpha_{1o} = 8563 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \text{К}}$$

Коефіцієнт тепловіддачі до плівки сиропу

Кількість труб, що відповідає заданій густині теплового потоку та тепловому навантаженні випарного апарата

Кількість труб $n = \frac{Q}{q \pi d_p L} = 2498 = .$

Випарена із сиропу вода $W = \frac{W_6 A}{2400 \cdot 3,6} = 2,87 \text{ кг/с}$

Швидкість пари на виході із теплообмінної труби

$$u_2^{ex} = \frac{W_4}{\rho_2 \pi d^2 n} = 3,3 \text{ м/с}$$

Середня швидкість пари в теплообмінній трубці

$$u_2 = \frac{u_2^{ex}}{2} = 1,65 \text{ м/с}$$

Витрата соку на верхню трубну дошку

$$G_o = S_6 \frac{A \cdot n_u}{2400 \cdot 3,6} = 80,6 \frac{\text{кг}}{\text{с}}$$

Середня по довжині труби об'ємна щільність зрошення

$$\Gamma_v = \frac{G_o - \frac{W}{2}}{\pi d n \cdot \rho} = 2,62 \cdot 10^{-4} \frac{\text{м}^2}{\text{с}}$$

Середній по довжині труби коефіцієнт тепловіддачі до плівки сиропу

Числа $Re = 4\Gamma_v / \nu = 336$; $Pe = 4\Gamma_v / a = 9070$

Поправка на геометричні розміри труби

$$K_{Ld} = \left\{ 1 + 0,06 \left(\frac{\nu}{\nu_o + \nu} \right) \left[1 - \exp \left(-0,05 \left(\frac{L}{2} \right)^3 \right) \right] \right\} \left(\frac{d}{d_o} \right)^{0,35 - 0,06 \left(\frac{d}{d_o} \right)} = \left\{ 1 + 0,06 \left(\frac{4,14 \cdot 10^{-6}}{0,3 \cdot 10^{-6} + 4,14 \cdot 10^{-6}} \right) \times \right. \\ \left. \times \left[1 - \exp \left(-0,05 \cdot \left(\frac{8,9}{2} \right)^3 \right) \right] \right\} \times \\ \times \left(\frac{0,03}{0,02} \right)^{0,35 - 0,06(0,03/0,02)} = 1,171$$

Поправка на швидкість пари

$$\text{Re}_2 = \frac{u_2 d}{\nu_2} = 2011$$

$$K_w = \sqrt{1 + \left[7,5 \cdot 10^{-6} \text{Re}_2 \left(\frac{\rho}{\rho_2} \right)^{0,2} \right]^2} = \sqrt{1 + \left[7,5 \cdot 10^{-6} 1372 \left(\frac{1304}{0,49} \right)^{0,2} \right]^2} = 1,003.$$

Середній по довжині труби коефіцієнт тепловіддачі α_2

$$\begin{aligned} \frac{\alpha}{\lambda} \left(\frac{\nu^2}{g} \right)^{1/3} &= 1,12 \text{Re}^{-1/3} \left(0,85 + 0,01 \text{Pe}^{0,2} + 4,5 \cdot 10^{-4} \text{Pe}^{0,86} \text{Pr}^{-0,2} \right) K_w K_{boil} K_{Ld} = \\ &= 1,12 \cdot 212^{-1/3} \left(0,85 + 0,01 \cdot 8073^{0,2} + 4,5 \cdot 10^{-4} 8073^{0,84} 38^{-0,2} \right) 1,0012 \cdot 1 \cdot 1,173 = 0,284 \end{aligned}$$

$$\alpha_2 = \text{Nu} \frac{\lambda}{\left(\frac{\nu^2}{g} \right)^{1/3}} = 1256 \frac{\text{Bm}}{\text{m}^2 \text{K}}$$

Середній по довжині труби коефіцієнт теплопередачі

$$K = \left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{cm}}{\lambda_{cm}} + \frac{1}{\alpha_2} \right)^{-1} = 998, \frac{\text{Bm}}{\text{m}^2 \text{K}}$$

Число Вебера

$$\text{We} = \frac{\rho_2 u^2 d}{\sigma} = 0,591$$

Коефіцієнт пригнічення депресії потоком пари

$$K_{den} = \exp\left(-1,07 \cdot 10^{-2} \sqrt{\text{We}^3 \text{Pe}}\right) = \exp\left(-1,07 \cdot 10^{-2} \sqrt{0,271^3 \sqrt{8073}}\right) = 0,842$$

Розрахункова густина теплового потоку

$$q_{розр} = K(t_{zp} - t_{впор} - \Delta_{фч} K_{den}) = 864(100 - 93,5 - 4,53 \cdot 0,894) = 2858 \frac{\text{Bm}}{\text{m}^2}$$

Розрахункова поверхня випарного апарата становить

$$F = \frac{Q}{q_{розр}} = 2267 \text{ m}^2$$

Приймаємо до встановлення плівковий випарний апарат ТВП 9 – 2265 поверхнею 2265 м².

8. ЕНЕРГО-ЕФЕКТИВНІ ПОКАЗНИКИ РОБОТИ ТЕПЛО-ТЕХНОЛОГІЧНОГО КОМПЛЕКСУ ЗАВОД-ТЕЦ

Розраховуємо питомі витрати теплоти та палива на технологічні потреби, а також витрати теплоти на вироблення теплової та електричної енергії при споживанні газу, як палива, на ТЕЦ з середніми параметрами гострої пари: тиск пари $P = 35$ бар, температура на виході із пароперегрівача $t_{nn} = 435$ °С, та з підвищеними параметрами гострої пари: тиск пари $P = 60$ бар, температура на виході із пароперегрівача $t_{nn} = 550$ °С.

8.1 ЕНЕРГО-ЕФЕКТИВНІ ПОКАЗНИКИ РОБОТИ ТЕПЛО-ТЕХНОЛОГІЧНОГО КОМПЛЕКСУ ЗАВОД-ТЕЦ ІЗ СЕРЕДНІМИ ПАРАМЕТРАМИ ПАРИ НА ТУБРОУСТАНОВКУ

Середні параметри: $P = 35$ бар; $t_0 = 435$ °С.

З розрахунку теплової схеми заводу витрата пари 1 корпус ВУ

становить $W_1 = 22,18\%$.

Загальна витрата технологічної пари складається із пари на ВУ, пари на догрівання соку перед ВУ, просапку вакуум-апаратів, втрат теплоти при транспортуванні пари із ТЕЦ

$$D_{tex} = 1,01 \cdot W_1 + D_{prop} + ER_{pvu} = 22,88 \%$$

Питома витрата умовного палива на перероблення буряків в % до маси буряків (без електроенергії)

$$B_{texn} = D_{texn} \frac{h_{ret} - 4,2t_{kond}}{\eta_p Q_{p.n}^{ym}} = 22,18 \frac{2732 - 4,2 \cdot 136}{0,92 \cdot 29320} = 1,833 \%$$

Питома витрата теплоти на перероблення буряків в % до маси буряків (без електроенергії)

$$Q_{texn} = B_{texn} \frac{29320}{100} = 537 \text{ Мдж / тонну}$$

Питома витрата натурального палива (газу) на перероблення буряків в % до маси буряків (без електроенергії) м³/тонну бур.

$$G_{gaz}^{texn} = B_{texn} \frac{10}{1,15} = 15,94 \frac{м^3}{тонну}$$

Витрата пари на турбіну для забезпечення теплового технологічного навантаження

$$D_{turb} = \frac{D_{texn}}{\beta} = 21,588 \%$$

Де $\beta = 1,06$ - коефіцієнт зростання витрати пари після випаровувального охолодження конденсатом в ОУ.

Ентальпія гострої пари при $P=35$ бар, температура на виході із пароперегрівача $t_{nn} = 435$ °С $h_o = 3305 \frac{кДж}{кг}$

Питома витрата гострої пари через турбіну на вироблення теплової та електричної енергії, що поступає на технологічні потреби

$$B_{t.e}^{texn} = D_{turb} \frac{h_o - 4,2 \cdot t_{kond}}{\eta 29320} = 2,188 \%$$

Питома витрата натурального палива (газу) на вироблення теплової та електричної енергії, що поступає на технологічні потреби, м³/тонну бур.

$$G_{gaz}^{texn.ел.} = B_{t.e}^{texn} \frac{10}{1,15} = 19,025 \frac{м^3}{тонну}$$

Витрата гострої пари з котлів на турбоустановку на вироблення теплової та електричної енергії на технологічні потреби ($A = 5000$ тонн/добу)

$$D_{kot} = D_{turb} \frac{A \cdot 1,03}{2400} = 46,324 \text{ тонн / год}$$

Вироблення електричної енергії парою, що поступає з парогенераторів на турбіну

Відносний внутрішній к.к.д. турбіни $\eta_{oi} = 0,75$

Електро механічний к.к.д турбоустановки $\eta_{em} = 0,92$

$$N = D_{kot} (h_o - h_{ao}) \eta_{oi} \eta_{em} \frac{1}{3,6} = 5070 \text{ кВт}$$

Питома витрата пари на вироблення кВт електричної потужності

$$d = \frac{D_{kot} \cdot 10^3}{N} = 9,14 \frac{\text{кг}}{\text{кВт}}$$

8.2 ЕНЕРГО-ЕФЕКТИВНІ ПОКАЗНИКИ РОБОТИ ТЕПЛО-ТЕХНОЛОГІЧНОГО КОМПЛЕКСУ ЗАВОД-ТЕЦ З ПІДВИЩЕНИМИ ПАРАМЕТРАМИ ПАРИ НА ТУБРОУСТАНОВКУ

Підвищені параметрами гострої пари: тиск пари $P = 60$ бар, температура на виході із пароперегрівача $t_{mn} = 550$ °С.

Витрата пари 1 корпус ВУ $W_1 = 22,18\%$.

Загальна витрата технологічної пари складається із пари на ВУ, пари на догрівання соку перед ВУ, просапку вакуум-апаратів, втрат теплоти при транспортуванні пари із ТЕЦ

$$D_{tex} = 1,01 \cdot W_1 + D_{prop} + ER_{pvu} = 22,88 \%$$

Питома витрата умовного палива на перероблення буряків в % до маси буряків (без електроенергії)

$$B_{texn} = D_{texn} \frac{h_{ret} - 4,2 t_{kond}}{\eta_p Q_{p.n}^{ym}} = 22,18 \frac{2732 - 4,2 \cdot 136}{0,92 \cdot 29320} = 1,833 \%$$

Питома витрата теплоти на перероблення буряків в % до маси буряків (без електроенергії)

$$Q_{texn} = B_{texn} \frac{29320}{100} = 537 \text{ Мдж / тонну}$$

Питома витрата натурального палива (газу) на перероблення буряків в % до маси буряків (без електроенергії) м³/тонну бур.

$$G_{gaz}^{texn} = B_{texn} \frac{10}{1,15} = 15,94 \frac{м^3}{тонну}$$

Витрата пари на турбіну для забезпечення теплового технологічного навантаження

$$D_{turb} = \frac{D_{texn}}{\beta} = 21,386 \%$$

Де $\beta = 1,07$ - коефіцієнт зростання витрати пари після випаровувального охолодження конденсатом в ОУ.

Ентальпія гострої пари при $P=60$ бар, температура на виході із пароперегрівача $t_{nn} = 550$ °С $h_o = 3475 \frac{кДж}{кг}$

Питома витрата гострої пари через турбіну на вироблення теплової та електричної енергії, що поступає на технологічні потреби

$$B_{t.e}^{texn} = D_{turb} \frac{h_o - 4,2 \cdot t_{kond}}{\eta 29320} = 2,302 \%$$

Питома витрата натурального палива (газу) на вироблення теплової та електричної енергії, що поступає на технологічні потреби, м³/тонну бур.

$$G_{gaz}^{texn.ел.} = B_{t.e}^{texn} \frac{10}{1,15} = 20,02 \frac{м^3}{тонну}$$

Витрата гострої пари з котлів на турбоустановку на вироблення теплової та електричної енергії на технологічні потреби ($A = 5000$ тонн/добу)

$$D_{kot} = D_{turb} \frac{A \cdot 1,03}{2400} = 45,89 \text{ тонн/год}$$

Вироблення електричної енергії парою, що поступає з парогенераторів на турбіну

Відносний внутрішній к.к.д. турбіни $\eta_{oi} = 0,75$

Електромеханічний к.к.д турбоустановки $\eta_{em} = 0,92$

$$N = D_{kot} (h_o - h_{ao}) \eta_{oi} \eta_{em} \frac{1}{3,6} = 6157 \text{ кВт}$$

Питома витрата пари на вироблення кВт електричної потужності

$$d = \frac{D_{kot} 10^3}{N} = 7,453 \frac{\text{кг}}{\text{кВт}}$$

9. ЕКОНОМІКО-ЕНЕРГЕТИЧНІ ПОКАЗНИКИ ЕФЕКТИВНОСТІ ВПРОВАДЖЕННЯ СХЕМИ З МЕХАНІЧНОЮ КОМПРЕСІЄЮ ПАРИ ПІСЛЯ ВАКУУМ-АПАРАТІВ

9.1 ЕКОНОМІКО-ЕНЕРГЕТИЧНІ ПОКАЗНИКИ ЕФЕКТИВНОСТІ НА СЕРЕДНІ ПАРАМЕТРИ ПАРИ З ТЕЦ

Для сучасного цукрового заводу впровадження наведених в розділі 1. Потужних факторів енергозбереження факторів дозволяє проводити технологічний процес з витратою палива (газу) виробництво теплоти та електроенергії для технологічних потреб на рівні 29 – 26 м³/тонну буряків залежно від якості тепло-технологічного обладнання та якості сировини.

Питома витрата електричної енергії на проведення технологічного процесу становить на рівні 28 – 30 кВт/тонну буряків. Для порівняння варіантів приймаємо показник використання електроенергії 29 кВт/тонну буряків.

Для заводу потужністю $A=5000$ тонн/добу на технологічні потреби потрібно забезпечити

$$E_{\text{л}} = 29 \frac{A}{24} = 29 \frac{5000}{24} = 6040 \text{ кВт}$$

Вироблення пари на заводі потужністю 5000 тонн/добу при питомій витраті 31% становить

$$D_{\text{кот}} = D_{\text{турб}} \frac{A \cdot 1,03}{2400} = 31 \frac{5000 \cdot 1,03}{2400} = 67 \text{ тонн / год}$$

Вироблення електроенергії

$$N = D_{\text{кот}} (h_o - h_{ao}) \eta_{oi} \eta_{em} \frac{1}{3,6} = 67(3302 - 2732) 0,75 \cdot 0,92 \frac{1}{3,6} = 7320 \text{ кВт}$$

При потребі у 6 мВт має місце надлишок електроенергії, яку можна продавати в електромережу, або зменшити пропуск пари через турбіну лоя вироблення 6 мВт, а решту пари подавати на підприємство через РОУ.

За умови впровадження схеми з механічним стисканням пари з вакуум-апаратів зменшується і кількість пари, а, відповідно, і вироблення електроенергії турбіною, яка складає лише 5070 кВт.

Тому з енергосистеми необхідно закупити електроенергію на покриття технологічних потреб у кількості

$$\Delta N_{техн} = 6040 - 5070 = 970 \text{ кВт},$$

А також на стиснення пари вентиляторами та турбокомпресором у кількості

$$N_{компр} = 2534 \text{ кВт}.$$

Загальна кількість покупної електроенергії

$$N_{енS} = \Delta N_{техн} + N_{компр} = 970 + 2534 = 3504 \text{ кВт}$$

При ціні електроенергії $C_{ел.ен} = 10 \text{ грн/кВт год}$ витрати на електроенергію при переробленні 300 тис. тонн буряку (завод потужністю 5000 т/д на протязі 2 місяців) становлять

$$ЗАТ_{ЕЛ.ЕН.} = N_{ен.S} \cdot 24 \cdot 60 \cdot C_{ел.ен} = 3504 \cdot 24 \cdot 60 \cdot 10 = 50460 \text{ тис.}$$

$$= 50 \text{ млн.460 тис}$$

Питоме зменшення витрати натурального палива (газу) на виробництво пари
За сезон виробництва (2 місяці) зменшення витрати газу

$$\sum \Delta G_{газ} = \Delta G_{газ} \cdot A \cdot 60 = 9 \cdot 5000 \cdot 60 = 2700 \text{ тис.м}^3$$

При ціні газу $C_{газ} = 500 \$/1000 \text{ м}^3$

Зменшення витрати на закупівлю газу по ціні 500 \$/1000 м³

$$-ЗАТ_{газ.} = SD_{газ} \cdot C_{газ} = 2700 \cdot 500 = -1350 \text{ тис } \$ = -54000 \text{ тис. } = -54 \text{ млн.грн.}$$

Сумарне зменшення затрат на виробництво цукру становить

$$DЗАТ = 54 - 50 = 4 \text{ млн. грн.}$$

9.2 ЕКОНОМІКО-ЕНЕРГЕТИЧНІ ПОКАЗНИКИ ЕФЕКТИВНОСТІ НА ПІДВИЩЕНІ ПАРАМЕТРИ ПАРИ З ТЕЦ

В разі переходу на підвищені параметри ТЕЦ ($P = 60$ бар, $T_{\text{пер.пар}} = 550$ °C)

Вироблення електроенергії становить 6157 кВт.

Турбоустановка забезпечує потреби заводу в електроенергії з невеликим надлишком електроенергію на покриття технологічних потреб у кількості

$$\Delta N_{\text{texn}} = 6157 - 6040 = 117 \text{ кВт} ,$$

на стиснення пари вентиляторами та турбокомпресором витрачається потужність

$$N_{\text{компр}} = 2534 \text{ кВт} .$$

Загальна кількість покупної електроенергії

$$N_{\text{енS}} = -\Delta N_{\text{texn}} + N_{\text{компр}} = -117 + 2534 = 2417 \text{ кВт}$$

При ціні електроенергії $C_{\text{ел.ен}} = 10$ грн/кВт год витрати на електроенергію при переробленні 300 тис. тонн буряку (завод потужністю 5000 т/д на протязі 2 місяців) становлять

$$\begin{aligned} \text{ЗАТ}_{\text{ЕЛ.ЕН.}} &= N_{\text{ен.S}} \cdot 24 \cdot 60 \cdot C_{\text{ел.ен}} = 2417 \cdot 24 \cdot 60 \cdot 10 = 34800 \text{ тис.} \\ &= 34 \text{ млн.800 тис} \end{aligned}$$

Питоме зменшення витрати натурального палива (газу) на виробництво пари

$$\Delta G_{\text{газ}} = 28 - 20,0 = 8 \text{ м}^3 / \text{тону}$$

За сезон виробництва (2 місяці) зменшення витрати газу

$$\sum \Delta G_{\text{газ}} = \Delta G_{\text{газ}} \cdot A \cdot 60 = 8 \cdot 5000 \cdot 60 = 2400 \text{ тис.м}^3$$

При ціні газу $C_{\text{газ}} = 500$ \$/1000 м³

Зменшення витрати на закупівлю газу по ціні 500 \$/1000 м³

$$-\text{ЗАТ}_{\text{газ.}} = S D_{\text{газ}} \cdot C_{\text{газ}} = 2400 \cdot 500 = -1200 \text{ тис } \$ = -48000 \text{ тис.} = -48 \text{ млн.грн.}$$

Сумарне зменшення затрат на виробництво цукру становить

$$DЗАТ = 48 - 34,8 = 13,2 \text{ млн. грн.}$$

10. ВИСНОВКИ

1. Впровадження теплової схеми з механічним стисканням утфільної пари в паро-вентиляторних та паро-компресійних установках до параметрів нагрівної пари на вакуум-апарати доцільно лише у випадку відносно дешевої електроенергії та дорогого палива. Якщо, наприклад, газ по $500\$/10^3 \text{ м}^3$, а покупна електроенергія по 10 грн/кВт.год при роботі із середніми параметрами пари зменшення затрат за сезон виробництва на паливо становить лише 4 млн.гр. Оскільки капітальні затрати на придбання та установку паро-вентиляторних та паро-компресорної установки на заплановану потужність складають порядка 50 млн.гр, додаткові затрати на модернізацію схеми порядка 10 млн, термін окупності проекту становить 15 років.
2. В разі споживання дешевого газу (по $200 \$/10^3 \text{ м}^3$) або вугілля проект не має економічної привабливості, оскільки прибуток відсутній.
3. За тих же умов, якщо ціна газу $500\$/10^3 \text{ м}^3$, покупна електроенергія по 10 грн/кВт.год при роботі на підвищених параметрах пари ($P=60$ бар, $T=550$ °C) зменшення затрат за сезон виробництва цукру на паливо становить 13,2 млн.гр, а термін окупності проекту зменшується до 4,5 років.
4. Навіть за роботі на підвищених параметрах пари при дешевому паливі газу (газ по $200 \$/10^3 \text{ м}^3$, або вугілля) проект втрачає привабливість.
5. В разі зменшення ціни на електричну енергію (за рахунок атомних електростанцій) проект набуває актуальності за умови переходу ТЕЦ підприємства на підвищені параметри пари.

Література

1. Про енергетичну ефективність : Закон України від 21.10.2021 № 1818-IX. URL: <https://zakon.rada.gov.ua/laws/show/1818-20#Text> (дата звернення: 16.12.2025).
2. Про енергозбереження : Закон України від 01.07.1994 № 74/94-ВР. URL: <https://zakon.rada.gov.ua/laws/show/74/94-%D0%B2%D1%80#Text> (дата звернення: 16.12.2025).
3. ДСТУ 3682:2018. Продукція цукрової промисловості. Терміни та визначення понять. [Чинний від 2019-10-01]. Київ : ДП «УкрНДНЦ», 2018. 14 с.
4. Енергетична стратегія України на період до 2050 року : схвалено розпорядженням Кабінету Міністрів України від 21.04.2023 № 373-р. URL: <https://zakon.rada.gov.ua/laws/show/373-2023-%D1%80#Text> (дата звернення: 16.12.2025).
5. Малезик І. Ф., Зав'ялов В. Л., Шевченко О. Ю., Мирончук В. Г., Пушанко М. М. та ін. Процеси і апарати харчових виробництв : підручник. Київ : НУХТ, 2021. 419 с.
6. Прядко, М. О. Проектування систем теплоенерговикористання цукрових заводів. Ч. 1 : навч. посібник / М. О. Прядко, В. П. Петренко, С. М. Василенко ; Національний університет харчових технологій. – Київ : НУХТ, 2019. – 166 с.
7. Штангеев К.О., Христенко В.І. Розвиток теплових схем цукрових заводів. Навчальний посібник.–К.: ІПДО НУХТ, 2003.– 30 с.
8. Штангеев К. О. Випарні установки та теплові схеми цукрових заводів [Електронний ресурс]. Київ : ЮНІДО-ГЕФ, 2015. 63 с. URL: <https://dspace.nuft.edu.ua/items/2a931e7f-e92f-4bad-ace5-3fda43782410> (дата звернення: 16.12.2025).
9. Метод. рекомендації до викон. випускної кваліфікаційної роботи [Електронний ресурс] на здобуття освіт. ступ. «Магістр» за спец. 144 «Теплоенергетика» освіт.-проф. прогр. «Теплоенергетика та енергоефективні технології» ден. та заоч. форми навч. / уклад. М.О. Прядко, В.М. Філоненко, В.О. Бойко, Н.В. Іващенко – К.: НУХТ, 2021. – 36 с.
10. Rein P. Cane sugar engineering. 2nd ed. Berlin ; Boston : De Gruyter, 2017. 768 p.
11. Asadi M. Beet-sugar handbook. Hoboken : John Wiley & Sons, 2007. 848 p.

Розрахунок системи теплоспоживання цукрового заводу

Вихідні дані

Результати розрахунку продуктів:

1. Продуктивність заводу A , т/добу;-----	$A := 5000$	
2. Витрата дифузійного соку % - Sds -----	$Sds := 115$	
3. Витр. нефільт. сока на попер. деф. Scv	$Scv := 11.5$	$CPdc := 16.54$
3. Витр. суспенз. 2 сат. на ПД - $Sv2$ -----	$Sv2 := 7$	
3. Витрата диф соку та сусп. 2 сат. на ТО % - Spd		$Sp1f := 123.0$
4. Витрата соку перед 1 фільтрацією, % - $Sp1f$ -	$Sv1 := 7.5$	$S2s := 122.9$
5. Витрата соку перед 2 сатурацією, % - $S2c$ ---	$Svap := 1.55$	
6. Сік на клеровку, % - $Sskl$ -----	$Spvu := 122.82$	$CPpvu := 16.23$
7. Сік на випарну установк, ВУ, % - $Spru$ -----		

8. Клеровка, % - $Sk1$ -----	$Spz1 := 9.34$	$CPzp1 := 80.56$
9. Зелена патока 1 прод. на варку- $Spz1$ -----		
10. Біла патока 1 прод. - $Spb1$ -----	$Spb1 := 6.65$	$CPpb1 := 75.8$
11. Зелена патока 2 прод. на варку - $Spz2$ -----	$Spz2 := 6.66$	$CPpz2 := 84$
12 Афінаційний відтік - $Saf3$ -----		
	$Szcax2 := 7.07$	
	$Szcax3 := 2.5$	$Szcax := Szcax2 + Szcax3$ $Szcax = 9.57$

Режимні параметри та

температурний режим

- температура соку після дифузії, tds	$tds := 25$
- температура сусп. 2, що повертається в збірн. дифсоку, $tcp2$	$tcp2 := 82$
- Т-ра соку у збірнику перед ВУ, $trvu$	$trvu := 89$
- т-ра ретурної пари, $tret$	$tret := 138$
- т-ра сокових парів 1 корпусу ВУ, $t1$	$t1 := 132$
- т-ра сокових парів 2 корпусу ВУ, $t2$	$t2 := 125$
- т-ра сокових парів 3 корпусу ВУ, $t3$	$t3 := 118$
- т-ра сокових парів 4 корпусу ВУ, $t4$	$t4 := 109$
- т-ра сокових парів 5 корпусу ВУ, $t5$	$t5 := 101$
Т-ра конденсату після збірника конденсату ЗК-4	$tkond5 := t5 + 0.1$
	$t6 := 94$

Кількість барометричної води на дифустановку Sbv , %

Температура конденсату із останнього збірника, $tkon$, C	$tkond5 = 101.1$
Температура жомопресової води, $tzpro$, C	$tzpro := 60$
Витрата жомопресової води, % $Szpr$	$Szpr := 50$

Витрата конденсату на дифустановку - $Skond$ $Skond := 45$

Витрата ,барометричної води на дифустановку, Sbv , %

$$Sstr := 100 \quad Szom := 80 \quad Sbv := Sds - Sstr - Szpr - Skond + Szom \quad Sbv = 0$$

Витрата пари на споживачі

1. Витрата пари на підігрівачі дифустановку

Температура жому $tzom := 68$	Температура дифузійного соку $tds = 25$
Температура стружки $tstr := 10$	Температура барометричної води $tk := 65$
Температура жомопресової води $tzpr := 72$	Температура конденсату $tkon := 65$

$$CP := 15 \quad Czom := 3.9 \quad Cstr := 3.77 \quad tgrd := 106 \quad Sds = 115$$

$$Cp(t) := \begin{cases} 4.2083 - 1.852 \cdot 10^{-3} \cdot t + 2.703 \cdot 10^{-5} \cdot t^2 - 7.29 \cdot 10^{-8} \cdot t^3 & \text{if } t \leq 100 \\ 4.1676 - 8.286 \cdot 10^{-5} \cdot t + 4.643 \cdot 10^{-6} \cdot t^2 + 1.428 \cdot 10^{-8} \cdot t^3 & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$Czpr(t) := Cp(t) - CP \cdot (25 + 0.08 \cdot t) \cdot 10^{-3}$$

$$r(t) := 2503.91 - 2.498 \cdot t + 2.07 \cdot 10^{-3} \cdot t^2 - 1.823 \cdot 10^{-5} \cdot t^3$$

$$Czpr(tzpr) = 3.726$$

$$Qaut := Sds \cdot Czpr(tds) \cdot tds + Szom \cdot Czom \cdot tzom$$

$$Qin := Sstr \cdot Cstr \cdot tstr + Szpr \cdot Czpr(tzpr) \cdot tzpr + Skond \cdot Cp(tk) \cdot tkon + Sbv \cdot Cp(tk) \cdot \hat{tk}(tk) = 4.182$$

$$Qdif := Qaut - Qin$$

$$Czpr(tds) = 3.773$$

$$\text{Витрата пари на дифустановку} \quad Ddif := \frac{Qdif \cdot 1.2}{r(tgrd)} \quad Szpr = 50 \quad Sbv = 0$$

$$Qdif = 2.645 \times 10^3$$

$$Ddif5 := Ddif \cdot 0.6 \quad Ddif4 := Ddif \cdot 0.4 \quad Skond = 45$$

$$Ddif = 1.416$$

$$E5dif := Ddif5 \quad E4dif := Ddif4$$

$$Qin = 2.942 \times 10^4 \quad Qaut = 3.206 \times 10^4 \quad Qdif = 2.645 \times 10^3 \quad r(tgrd) = 2.241 \times 10^3$$

$$Ddif5 = 0.85$$

$$Ddif4 = 0.567$$

$$Sstr = 100$$

Витрата пари на теплообмінники

підігрівач на утфільній парі

$$dv := 0.03 \quad tsat := 56 \quad Z := 8 \quad L_{\text{ww}} := 6.0 \quad dc := 0.0315 \quad Sds = 115 \quad tds = 25$$

$$nz := 36$$

$$F_{\text{ww}} := 3.14 \cdot dc \cdot L \cdot nz \cdot Z$$

$$G_{\text{ww}} := Sds \cdot \frac{A}{24 \cdot 100 \cdot 3.6}$$

$$tdsu := tds$$

$$G = 66.551$$

$$fz := \pi \cdot \frac{dv^2 \cdot nz}{4}$$

$$F = 170.916$$

$$c_{\text{ww}} := 3700$$

$$w := \frac{G}{fz \cdot 1050}$$

$$w = 2.491$$

$$NTU := K \cdot \frac{F}{G \cdot c}$$

$$E := 1 - \exp(-NTU)$$

$$NTU = 1.596$$

$$tutf := tds + (tsat - tds) \cdot E$$

$$tutf = 49.719$$

$$E = 0.797$$

$$\Delta P := 0.032 \cdot \left[\left(L \cdot \frac{Z}{dv} \right) + (Z - 1) \cdot 2.5 + 3 \right] \cdot 1050 \cdot \frac{w^2}{2}$$

$$\delta tutf := tutf - tds$$

$$\Delta P = 1.689 \times 10^5$$

$$\delta tutf = 24.719$$

$$tds_{\text{ww}} := tutf$$

$$tds = 49.719$$

Температура соку на виході із попереднього дефекатора

$$tds = 49.719$$

$$tcv := 84 \quad Csusp := 3.9 \quad S_{\text{vap}} := 1.55 \quad tvap := 60 \quad Sv2 = 7$$

$$Cds(t) := Cp(t) - CP \cdot (25 + 0.08 \cdot t) \cdot 10^{-3} \quad Spd := Sds + Sv2 + Scv + S_{\text{vap}} + Sv1$$

$$tpd := \frac{Sds \cdot tds \cdot Cds(tds) + (Sv2) \cdot tcp2 \cdot Csusp + Scv \cdot Cds(tcv) \cdot tcv + Csusp \cdot Sv1 \cdot tcp2 + Csusp \cdot S_{\text{vap}} \cdot tvap}{Sds \cdot Cds(tds) + Sv2 \cdot Csusp + Scv \cdot Cds(tcv) + Csusp \cdot Sv1 + Csusp \cdot S_{\text{vap}}}$$

$$Spd = 142.55$$

$$tpd = 55.986$$

$$Sds = 115 \quad Cds(tds) = 3.739 \quad Csusp = 3.9 \quad Sv2 = 7 \quad Sv1 = 7.5 \quad S_{\text{vap}} = 1.55 \quad Scv = 11.5$$

Витрата пари на теплообмінники

Витрата пари на підігрівачі перед основним вапнуванням

Теплообмінник Жомопрес. води - 1 група

Конденсат з останнього збірника на нагрівання жомопресової води (1 група нагрівання)

Початкова т-ра жомопресової води $t_{zpro} = 60$ Витрата жомопресової води, % $Szpr = 50$

Кінцева т-ра жомопресової води $t_{zprk} := 73$ $\lambda_s := 17$ $\delta_s := 0.0015$

$$Gzpr := Szpr \cdot \frac{A}{24 \cdot 100}$$

$$Skond := 60 \quad \lambda_n := 3$$

$$t2p := t_{zpro} \quad t1p := tkond5 \quad tkond5 = 101.1$$

Режимні параметри гарячого конденсату та жомопрес. води

Витрата конденсату, $G1, m/год, SkondTO, \%$ $Skond = 60$ $G1 := Skond \cdot \frac{A}{24 \cdot 100}$ $G1 = 125$

Витрата жомор.вод, $G2, m/год, Spd, \%$ $G2 := Szpr \cdot \frac{A}{24 \cdot 100}$ $G2 = 104.167$

Початкова температура конденсату, $t1p, C$ $t1p = 101.1$

Початкова температура жомопрес. води, $t2p, C$ $t2p = 60$

Геометричні параметри теплообмінника

Число секцій теплообмінника, Z $Z := 4$

Число труб в одному ході теплообмінника, nz $nz := 19$

Довжина труби, $L, м$ $dz := 0.033$ $L := 5.0$

Діаметр корпусу, $Dvn, м$ $Dvn := 0.215$

внутрішній діаметр т-ної труби, $dv, м$ $dv := 0.03$ $dz := 0.033$

зовн. діаметр т-ної труби, $dz, м$ $\delta_s := 0.0015$

товщина стінки труби, $\delta_s, м$

середній діаметр т-ної труби, $dc, м$ $dc := 0.0315$

коефіцієнт використання поверхні теплообміну $\phi := 0.5$ $dc = 0.032$

$$F := 3.14 \cdot dc \cdot L \cdot nz \cdot Z \quad F = 37.586$$

Живий переріз трубного простору, m $fz2 := 3.14 \cdot dv^2 \cdot \frac{nz}{4}$ $fz2 = 0.013$

Живий переріз міжтрубного простору, m $fz1 := 3.14 \cdot \frac{Dvn^2 - dz^2 \cdot nz}{4}$ $fz1 = 0.02$

Еквівалентний діаметр міжтрубного простору $dek := 4 \cdot \frac{fz1}{3.14 \cdot (Dvn + dz \cdot nz)}$ $dek = 0.03$ $\delta_n := 0.00$

Розрахунок кінцевих температур теплоносіїв

Задаємося температурою соку на виході із ТО $t2k := 66.0$

Температура конденсату на виході із ТО $t1k := t1p - G2 \cdot \frac{t2k - t2p}{G1}$ $t1k = 96.1$

Середні температури конденсату та соку $t1c := \frac{t1p + t1k}{2}$ $t2c := \frac{t2p + t2k}{2}$ $t2c = 63$

Теплофізичні властивості конденсату $t1c = 98.6$

$$\nu(t) := \begin{cases} 1.43558 \cdot 10^{-6} - 2.7906 \cdot 10^{-8} \cdot t + 2.492 \cdot 10^{-10} \cdot t^2 - 8.437 \cdot 10^{-13} \cdot t^3 & \text{if } t \leq 100 \\ 0.4451 \cdot 10^{-6} + 1.147 \cdot 10^{-10} \cdot t - 2.585 \cdot 10^{-11} \cdot t^2 + 9.56 \cdot 10^{-14} \cdot t^3 & \text{otherw } \nu(t1c) = 2.98 \times 10^{-7} \end{cases}$$

$$\lambda(t) := \begin{cases} 0.603 + 3.986 \cdot 10^{-6} \cdot t + 2.467 \cdot 10^{-5} \cdot t^2 - 1.68 \cdot 10^{-7} \cdot t^3 & \text{if } t \leq 100 \\ 0.61618 + 1.1062 \cdot 10^{-3} \cdot t - 4.375 \cdot 10^{-6} \cdot t^2 & \text{otherwise} \end{cases} \quad \lambda(t1c) = 0.682$$

$$\text{Pr}(t) := (9.175 - 0.154 \cdot t + 1.044 \cdot 10^{-3} \cdot t^2) - 2.467 \cdot 10^{-6} \cdot t^3 \quad \text{Pr}(t1c) = 1.775$$

$$\text{Cp}(t) := \begin{cases} 4.2083 - 1.852 \cdot 10^{-3} \cdot t + 2.703 \cdot 10^{-5} \cdot t^2 - 7.29 \cdot 10^{-8} \cdot t^3 & \text{if } t \leq 100 \\ 4.1676 - 8.286 \cdot 10^{-5} \cdot t + 4.643 \cdot 10^{-6} \cdot t^2 + 1.428 \cdot 10^{-8} \cdot t^3 & \text{otherwise} \end{cases} \quad \text{Cp}(t1c) = 4.219$$

$$\rho1(t) := 1004.7 - 0.206 \cdot t - 2.608 \cdot 10^{-3} \cdot t^2 \quad \mu(t) := \nu(t) \cdot \rho1(t) \quad \rho1(t1c) = 959.034$$

Теплофізичні властивості соку $\text{CP} := 7$

$$\text{J}(t) := \log(\mu(t) \cdot 1000) + \text{CP} \cdot (0.0157 - 7 \cdot 10^{-5} \cdot t) \quad \mu_c(t) := 10^{\text{J}(t)} \cdot 10^{-3} \quad \mu_c(t2c) = 5.364 \times 10^{-4}$$

$$\lambda_c(t) := \lambda(t) - 0.0033 \cdot \text{CP} \quad \rho_c(t) := \rho1(t) + 4 \cdot \text{CP} \quad \lambda_c(t2c) = 0.636$$

$$\text{Cpc}(t) := \text{Cp}(t) - \text{CP} \cdot \frac{25 + 0.08 \cdot t2c}{1000} \quad \rho_c(t2c) = 1.009 \times 10^3$$

$$\nu_c(t) := \frac{\mu_c(t)}{\rho_c(t)} \quad \text{Prc}(t) := \mu_c(t) \cdot \frac{\text{Cpc}(t) \cdot 1000}{\lambda_c(t)} \quad \text{Cpc}(t2c) = 3.97$$

$$\nu_c(t2c) = 5.314 \times 10^{-7}$$

Швидкості соку w_2 в трубах та конденсату w_1 в міжтрубному просторі

$$w1 := \frac{G1}{\rho1(t1c) \cdot fz1 \cdot 3.6} \quad w2 := \frac{G2}{\rho_c(t2c) \cdot fz2 \cdot 3.6} \quad w1 = 1.806$$

$$w2 = 2.136$$

Числа Рейнольдса в трубах та міжтр. прост.

$$\text{Re2} := w2 \cdot \frac{dv}{\nu_c(t2c)} \quad \text{Re1} := w1 \cdot \frac{dek}{\nu(t1c)} \quad \text{Re1} = 1.838 \times 10^5$$

$$\text{Re2} = 1.206 \times 10^5$$

Коефіцієнти тепловідачі від конденсату

$$\xi_{t1} := (1.82 \cdot \log(\text{Re1}) - 1.64)^{-2}$$

$$\alpha1 := \begin{cases} 0.023 \cdot \text{Re1}^{0.8} \cdot \text{Pr}(t1c)^{0.4} \cdot \frac{\lambda(t1c)}{dek} & \text{if } \text{Re1} \geq 10000 \\ \left[\frac{\left[(\text{Re1} - 1000) \cdot \text{Pr}(t1c) \cdot \frac{\xi_{t1}}{8} \right] \cdot \left[1 + \left(\frac{dek}{L} \right)^{0.666} \right]}{1 + 12.7 \cdot \left(\text{Pr}(t1c)^{0.666} - 1 \right) \cdot \left(\frac{\xi_{t1}}{8} \right)^{0.5}} \right] \cdot \frac{\lambda(t1c)}{dek} & \text{otherwise} \end{cases}$$

Коефіцієнти тепловідачі до соку $\xi_{t1} = 0.016$

$$\xi_t := (1.82 \cdot \log(\text{Re2}) - 1.64)^{-2} \quad \alpha1 = 1.059 \times 10^4$$

$$\alpha2 := \begin{cases} 0.023 \cdot \text{Re2}^{0.8} \cdot \text{Prc}(t2c)^{0.4} \cdot \frac{\lambda_c(t2c)}{dv} & \text{if } \text{Re2} \geq 10000 \\ \left[\frac{\left[(\text{Re2} - 1000) \cdot \text{Prc}(t2c) \cdot \frac{\xi_t}{8} \right] \cdot \left[1 + \left(\frac{dv}{L} \right)^{0.666} \right]}{1 + 12.7 \cdot \left(\text{Prc}(t2c)^{0.666} - 1 \right) \cdot \left(\frac{\xi_t}{8} \right)^{0.5}} \right] \cdot \frac{\lambda_c(t2c)}{dv} & \text{otherwise} \end{cases}$$

Коефіцієнт теплопередачі $\xi_t = 0.017$

$$\alpha2 = 9.183 \times 10^3$$

$$K_o := \left(\alpha_1^{-1} + \alpha_2^{-1} + \frac{\delta s}{\lambda s} \right)^{-1} \quad K_{ww} := \begin{cases} \left(K_o^{-1} + \frac{\delta n}{\lambda n} \right)^{-1} & \text{if } \delta n > K_o = 3.43 \times 10^3 \\ K_o \cdot \phi & \text{otherwise} \end{cases} \quad K = 1.715 \times 10^3$$

Число одиниць перенесення тепла

$$NTU1 := K \cdot \frac{(F \cdot 10^{-3}) \cdot 3.6}{G1 \cdot Cp(t1c)} \quad NTU2 := K \cdot F \cdot \frac{10^{-3} \cdot 3.6}{G2 \cdot Cpc(t2c)} \quad \Delta N := NTU1 - NTU2$$

$$NTU := \begin{cases} NTU1 & \text{if } \Delta N \geq 0 \\ NTU2 & \text{otherwise} \end{cases} \quad C1 := G1 \cdot Cp(t1c) \quad C2 := G2 \cdot Cpc(t2c) \quad NTU2 = 0.561$$

$$\Delta C := C1 - C2 \quad NTU1 = 0.44$$

$$C_{min} := \begin{cases} C1 & \text{if } \Delta C < 0 \\ C2 & \text{otherwise} \end{cases} \quad C_{max} := \begin{cases} C1 & \text{if } \Delta C > 0 \\ C2 & \text{otherwise} \end{cases} \quad NTU = 0.561$$

$$C2 = 413.583$$

$$C1 = 527.325$$

$$C_{min} = 413.583$$

$$C_{max} = 527.325$$

Ефективність теплообмінника

$$\varepsilon := \frac{1 - \exp\left[-NTU \cdot \left(1 - \frac{C_{min}}{C_{max}}\right)\right]}{1 - \left(\frac{C_{min}}{C_{max}}\right) \cdot \exp\left[-NTU \cdot \left(1 - \frac{C_{min}}{C_{max}}\right)\right]} \cdot 0.95$$

$$\varepsilon = 0.355$$

Температура конденсату на виході із теплообмінника

$$t1k := t1p - (t1p - t2p) \cdot \varepsilon \cdot \left(\frac{C_{min}}{C1}\right)$$

$$t1k = 89.658$$

Температура соку на виході із теплообмінника

$$t2k := t2p + (t1p - t2p) \cdot \varepsilon \cdot \left(\frac{C_{min}}{C2}\right)$$

$$t2k = 74.588$$

$$\text{Зміна температур теплоносіїв} \quad \delta t1 := t1p - t1k \quad \delta t2 := t2k - t2p$$

$$\text{Тепловидатність} \quad Q := G1 \cdot Cp(t1c) \cdot \frac{t1p - t1k}{3.6} \quad \delta t1 = 11.442$$

$$\text{Гідравлічний опір ТО (соковий простір)} \quad \delta t2 = 14.588$$

$$\Delta e := 0.001$$

$$\xi_g := 0.11 \cdot \left(\frac{68}{Re^2} + \frac{\Delta e}{dv} \right)^{0.2} \quad \Delta P := \left[\xi_g \cdot L \cdot \frac{z}{dv} + (z - 1) \cdot 1.5 + 3 \right] \cdot \rho c(t2c) \cdot \frac{w^2}{2 \cdot 10^5} \quad \xi_g = 0.047$$

$$\Delta P = 0.897$$

$$\Delta P1 := \Delta P$$

Початкові температури соку та конденсату, відповідно

$$t2p = 60 \quad t1p = 101.1$$

Кінцеві температури соку та конденсату, відповідно

$$t2k = 74.588 \quad t1k = 89.658$$

Тепловидатність, кВт.

$$Q = 1.676 \times 10^3 \quad tkon1 := t1k$$

$$TOat2p := t2p \quad TOat2k := t2k \quad \Delta TOat2 := t2k - t2p$$

$$G1pdc := G1 \quad G2pdc := G2$$

$$TOat1p := t1p \quad TOat1k := t1k$$

$$\Delta TOat1 := t1p - t1k$$

$$\Delta TOat2 = 14.588$$

Основні показники роботи ТО Жом-прес-1

$$\Delta TOat1 = 11.442$$

0	G1
1	G2
2	w1
3	w2
4	φ
5	K

	0	1
0	0	125
1	1	104.167
2	2	1.806
3	3	2.136
4	4	0.5

0. Витрата конденсату, т/год

1. Витрата соку, т/год

2. Швидкість конденс. в міжтрубн. прост., м/с

3. Швидкість соку в трубах, м/с

4. коефіц. викор.

5. Коефіц. теплопередачі, Вт/м² К
6. Ефективність ТО
7. Початков. т-ра конденсату, С
8. Початков. т-ра соку, С
9. Кінцева т-ра конденсату, С
10. Кінцева т-ра соку, С
11. Гідравлічн. опір, Бар
12. Степінь нагрівання соку, С
13. Сепінь охолодження конденсату

6	ϵ	=	5	5	1.715 · 10 ³
7	t1p		6	6	0.355
8	t2p		7	7	101.1
9	t1k		8	8	60
10	t2k		9	9	89.658
11	ΔP_1		10	10	74.588
12	ΔT_{Oat2}		11	11	0.897
13	ΔT_{Oat1}		12	12	14.588
			13	13	11.442
			14		

Теплообмінник ППДС_{ТО} (перед вапнуванням 1 групи)

(теплообмінник секційний) **kondensat**

паралельні секції по соку та послідовні по конденсату Ду 300

(4 секції існуючі 4 встанов. додатково (всього 8 секцій))

$$\underline{t2p} := tpd \quad \underline{t1p} := t1k$$

$$SkondTO := 60$$

Режимні параметри гарячого конденсату та соку

Витрата конденсату, $G1, m^3/h, SkondTO, \%$ $SkondTO = 60 \underline{G1} := SkondTO \cdot \frac{A}{24 \cdot 100} \quad G1 = 125$

Витрата соку, $G2, m^3/h, Spd, \%$ $\underline{G2} := Spd \cdot \frac{A}{24 \cdot 100}$

Початкова температура конденсату, $t1p, C$ $t1p = 89.658$

Початкова температура дифузійного соку, $t2p, C$ $t2p = 55.986$

Геометричні параметри теплообмінника

Число секцій теплообмінника, Z $\underline{z} := 8 \quad Nz := 2$

Число труб в одному ході теплообмінника, nz $\underline{nz} := 41$

Довжина труби, L, m $\underline{L} := 5.0$

Діаметр корпусу, Dvn, m $\underline{Dvn} := 0.315$

внутрішній діаметр т-ної труби, dv, m $\underline{dv} := 0.03 \quad \underline{dz} := 0.033$

зовн. діаметр т-ної труби, dz, m $\underline{\delta s} := 0.0015$

товщина стінки труби, $\delta s, m$ $\underline{dc} := 0.0315$

середній діаметр т-ної труби, dc, m $\underline{\phi} := 0.75$

коефіцієнт використання поверхні теплообміну $\underline{F} := 3.14 \cdot dc \cdot L \cdot nz \cdot z \quad G2 = 296.979$

$$\underline{F} := 3.14 \cdot dc \cdot L \cdot nz \cdot z \quad F = 162.212$$

Живий переріз трубного простору, m $\underline{fz2} := 3.14 \cdot dv^2 \cdot \frac{nz \cdot Nz}{4} \quad fz2 = 0.058$

Живий переріз міжтрубного простору, m $\underline{fz1} := 3.14 \cdot \frac{Dvn^2 - dz^2 \cdot nz}{4} \quad fz1 = 0.043$

Еквівалентний діаметр міжтрубного простору $\underline{dek} := 4 \cdot \frac{fz1}{3.14 \cdot (Dvn + dz \cdot nz)} \quad dek = 0.033$

Розрахунок кінцевих температур теплоносіїв

Задаємося температурою соку на виході із ТО $\underline{t2k} := 66.3$

Температура конденсату на виході із ТО $\underline{t1k} := t1p - G2 \cdot \frac{(t2k - t2p) \cdot 0.9}{G1} \quad t1k = 67.605$

Середні температури конденсату та соку

$$t_{1c} := \frac{t_{1p} + t_{1k}}{2} \quad t_{2c} := \frac{t_{2p} + t_{2k}}{2}$$

$$t_{1c} = 78.632 \quad t_{2c} = 61.143$$

Теплофізичні властивості конденсату

$$\nu(t) := \begin{cases} 1.43558 \cdot 10^{-6} - 2.7906 \cdot 10^{-8} \cdot t + 2.492 \cdot 10^{-10} \cdot t^2 - 8.437 \cdot 10^{-13} \cdot t^3 & \text{if } t \leq 100 \\ 0.4451 \cdot 10^{-6} + 1.147 \cdot 10^{-10} \cdot t - 2.585 \cdot 10^{-11} \cdot t^2 + 9.56 \cdot 10^{-14} \cdot t^3 & \text{otherwise} \end{cases} \quad \nu(t_{1c}) = 3.719 \times 10^{-7}$$

$$\lambda(t) := \begin{cases} 0.603 + 3.986 \cdot 10^{-6} \cdot t + 2.467 \cdot 10^{-5} \cdot t^2 - 1.68 \cdot 10^{-7} \cdot t^3 & \text{if } t \leq 100 \\ 0.61618 + 1.1062 \cdot 10^{-3} \cdot t - 4.375 \cdot 10^{-6} \cdot t^2 & \text{otherwise} \end{cases} \quad \lambda(t_{1c}) = 0.674$$

$$Pr(t) := (9.175 - 0.154 \cdot t + 1.044 \cdot 10^{-3} \cdot t^2) - 2.467 \cdot 10^{-6} \cdot t^3 \quad Pr(t_{1c}) = 2.321$$

$$Cp(t) := \begin{cases} 4.2083 - 1.852 \cdot 10^{-3} \cdot t + 2.703 \cdot 10^{-5} \cdot t^2 - 7.29 \cdot 10^{-8} \cdot t^3 & \text{if } t \leq 100 \\ 4.1676 - 8.286 \cdot 10^{-5} \cdot t + 4.643 \cdot 10^{-6} \cdot t^2 + 1.428 \cdot 10^{-8} \cdot t^3 & \text{otherwise} \end{cases} \quad Cp(t_{1c}) = 4.194$$

$$\rho_1(t) := 1004.7 - 0.206 \cdot t - 2.608 \cdot 10^{-3} \cdot t^2 \quad \mu(t) := \nu(t) \cdot \rho_1(t) \quad \rho_1(t_{1c}) = 972.377$$

Теплофізичні властивості соку

$$J(t) := \log(\mu(t) \cdot 1000) + Cp \cdot (0.0157 - 7 \cdot 10^{-5} \cdot t) \quad r(t) := 2503.91 - 2.498 \cdot t + 2.07 \cdot 10^{-3} \cdot t^2 - 1.823 \cdot 10^{-5} \cdot t^3$$

$$\mu_c(t) := 10^{J(t)} \cdot 10^{-3}$$

$$\mu_c(t_{2c}) = 5.528 \times 10^{-4}$$

$$\lambda_c(t) := \lambda(t) - 0.0033 \cdot Cp \quad \rho_c(t) := \rho_1(t) + 4 \cdot Cp$$

$$\lambda_c(t_{2c}) = 0.634$$

$$Cpc(t) := Cp(t) - Cp \cdot \frac{25 + 0.08 \cdot t_{2c}}{1000}$$

$$\rho_c(t_{2c}) = 1.01 \times 10^3$$

$$\nu_c(t) := \frac{\mu_c(t)}{\rho_c(t)} \quad Prc(t) := \mu_c(t) \cdot \frac{Cpc(t) \cdot 1000}{\lambda_c(t)}$$

$$Cpc(t_{2c}) = 3.97$$

$$\nu_c(t_{2c}) = 5.471 \times 10^{-7}$$

Швидкості соку w_2 в трубах та конденсату w_1 в міжтрубному просторі

$$w_1 := \frac{G1}{\rho_1(t_{1c}) \cdot fz1 \cdot 3.6} \quad w_2 := \frac{G2}{\rho_c(t_{2c}) \cdot fz2 \cdot 3.6}$$

$$w_1 = 0.833$$

$$w_2 = 1.409$$

Числа Рейнольдса в трубах та міжтр. прост.

$$Re_2 := w_2 \cdot \frac{dv}{\nu_c(t_{2c})} \quad Re_1 := w_1 \cdot \frac{dek}{\nu(t_{1c})}$$

$$Re_1 = 7.333 \times 10^4$$

$$Re_2 = 7.728 \times 10^4$$

Коефіцієнти тепловідачі від конденсату

$$\xi_{t1} := (1.82 \cdot \log(Re_1) - 1.64)^{-2}$$

$$\alpha_1 := \begin{cases} 0.023 \cdot Re_1^{0.8} \cdot Pr(t_{1c})^{0.4} \cdot \frac{\lambda(t_{1c})}{dek} & \text{if } Re_1 \geq 10000 \\ \left[\frac{\left[(Re_1 - 1000) \cdot Pr(t_{1c}) \cdot \frac{\xi_{t1}}{8} \right] \cdot \left[1 + \left(\frac{dek}{L} \right)^{0.666} \right]}{1 + 12.7 \cdot \left(Pr(t_{1c})^{0.666} - 1 \right) \cdot \left(\frac{\xi_{t1}}{8} \right)^{0.5}} \right] \cdot \frac{\lambda(t_{1c})}{dek} & \text{otherwise} \end{cases}$$

Коефіцієнти тепловідачі до соку

$$\xi_{t1} = 0.019$$

$$\alpha_1 = 5.179 \times 10^3$$

$$\xi_t := (1.82 \cdot \log(Re_2) - 1.64)^{-2}$$

$$\alpha_2 := 0.023 \cdot \text{Re}2^{0.8} \cdot \text{Pr}c(t2c)^{0.4} \cdot \frac{\lambda c(t2c)}{dv} \quad \text{if } \text{Re}2 \geq 10000$$

$$\left[\frac{\left[(\text{Re}2 - 1000) \cdot \text{Pr}c(t2c) \cdot \frac{\xi t}{8} \right] \cdot \left[1 + \left(\frac{dv}{L} \right)^{0.666} \right]}{1 + 12.7 \cdot (\text{Pr}c(t2c)^{0.666} - 1) \cdot \left(\frac{\xi t}{8} \right)^{0.5}} \right] \cdot \frac{\lambda c(t2c)}{dv} \quad \text{otherwise}$$

Коефіцієнт теплопередачі

$$\alpha_2 = 6.499 \times 10^3$$

$$K_o := \left(\alpha_1^{-1} + \alpha_2^{-1} + \frac{\delta s}{\lambda s} \right)^{-1}$$

$$K := \begin{cases} \left(K_o^{-1} + \frac{\delta n}{\lambda n} \right)^{-1} & \text{if } \delta n > K_o = 2.298 \times 10^3 \\ K_o \cdot \phi & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$K = 1.723 \times 10^3$$

Число одиниць перенесення тепла

$$NTU1 := K \cdot \frac{(F \cdot 10^{-3}) \cdot 3.6}{G1 \cdot C_p(t1c)}$$

$$NTU2 := K \cdot F \cdot \frac{10^{-3} \cdot 3.6}{G2 \cdot C_{pc}(t2c)} \quad \Delta N := NTU1 - NTU2$$

$$NTU2 = 0.854$$

$$NTU := \begin{cases} NTU1 & \text{if } \Delta N \geq 0 \\ NTU2 & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$C1 := G1 \cdot C_p(t1c) \quad C2 := G2 \cdot C_{pc}(t2c)$$

$$NTU1 = 1.919$$

$$\Delta C := C1 - C2$$

$$C_{min} := \begin{cases} C1 & \text{if } \Delta C < 0 \\ C2 & \text{otherwise} \end{cases} \quad C_{max} := \begin{cases} C1 & \text{if } \Delta C > 0 \\ C2 & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$NTU = 1.919$$

$$C2 = 1.179 \times 10^3$$

Ефективність теплообмінника

$$\varepsilon := \frac{\left[1 - \exp \left[-NTU \cdot \left(1 - \frac{C_{min}}{C_{max}} \right) \right] \right]}{1 - \left(\frac{C_{min}}{C_{max}} \right) \cdot \left[\exp \left[-NTU \cdot \left(1 - \frac{C_{min}}{C_{max}} \right) \right] \right]}$$

$$C1 = 524.295$$

$$C_{min} = 524.295$$

$$C_{max} = 1.179 \times 10^3$$

$$\varepsilon = 0.697$$

Температура конденсату на виході із теплообмінника

$$t1k := t1p - (t1p - t2p) \cdot \varepsilon \cdot \left(\frac{C_{min}}{C1} \right)$$

$$t1k = 66.198$$

Температура соку на виході із теплообмінника

$$t2k := t2p + (t1p - t2p) \cdot \varepsilon \cdot \left(\frac{C_{min}}{C2} \right)$$

$$t2k = 66.419$$

Зміна температур теплоносіїв

$$\delta t1 := t1p - t1k \quad \delta t2 := t2k - t2p$$

Тепловидатність

$$Q := G1 \cdot C_p(t1c) \cdot \frac{t1p - t1k}{3.6}$$

$$\delta t1 = 23.461$$

Гідравлічний опір ТО (соковий простір)

$$\delta t2 = 10.432$$

$$\xi_g := 0.11 \cdot \left(\frac{68}{\text{Re}2} + \frac{\Delta e}{dv} \right)^{0.2} \quad \Delta P := \left[\xi_g \cdot L \cdot \frac{z}{dv} + (z - 1) \cdot 1.5 + 3 \right] \cdot \rho c(t2c) \cdot \frac{w2^2}{2 \cdot 10^5} \quad \xi_g = 0.047$$

$$\Delta P = 0.768$$

$$\Delta P1 := \Delta P$$

Початкові температури соку та конденсату, відповідно

$$t2p = 55.986 \quad t1p = 89.658$$

Кінцеві температури соку та конденсату, відповідно

$$t2k = 66.419 \quad t1k = 66.198$$

Тепловидатність, кВт.

$$Q = 3.417 \times 10^3$$

$$TO_{at2p} := t2p \quad TO_{at2k} := t2k \quad \Delta TO_{at2} := t2k - t2p$$

$$tkon1 := t1k$$

$$TO_{at1p} := t1p \quad TO_{at1k} := t1k$$

$$G1_{pdc} := G1 \quad G2_{pdc} := G2$$

$$\Delta TO_{at1} := t1p - t1k$$

$$\Delta TO_{at2} = 10.432$$

0. Витрата конденсату, т/год	0	G1		
1. Витрата соку, т/год	1	G2		
2. Швидкість конденс. в міжтрубн. прост., м/с	2	w1	0	125
3. Швидкість соку в трубах, м/с	3	w2	1	296.979
4. коефіц. викор.	4	ϕ	2	0.833
5. Коефіц. теплопередачі, Вт/м ² К	5	K	3	1.409
6. Ефективність ТО	6	ϵ	4	0.75
7. Початков. т-ра конденсату, С	7	t1p	5	$1.723 \cdot 10^3$
8. Початков. т-ра соку, С	8	t2p	6	0.697
9. Кінцева т-ра конденсату, С	9	t1k	7	89.658
10. Кінцева т-ра соку, С	10	t2k	8	55.986
11. Гідрравлічн. опір, Бар	11	$\Delta P1$	9	66.198
12. Степінь нагрівання соку, С	12	ΔT_{Oat2}	10	66.419
13. Сепінь охолодження конденсату	13	ΔT_{Oat1}	11	0.768
			12	10.432
			13	23.461
			14	

Підігрівач перед основним вапнуванням пара 6 корп

Секції підігрівача нові 6 секцій Ду 400 (новий потрібно виготовити)

$$\begin{aligned}
 & t_{p6} := t_{2k} & D_{корп6} & := 426 & r(t5) & = 2.254 \times 10^3 & t_6 & = 94 \\
 & n_z := 60 & L := 4 & Z := 6 & t_{гр6} & := t_6 - 3 & t_{p6} & = 66.419 \\
 & F := (3.14 \cdot 0.03 \cdot n_z \cdot L \cdot Z) & f & := (0.03^2 \cdot 0.785) \cdot n_z & t_{гр6} & = 91 \\
 & \rho_1(t) & := 1004.7 - 0.206 \cdot t - 2.608 \cdot 10^{-3} \cdot t^2 & f & = 0.042 \\
 & \rho_c(t) & := \rho_1(t) + 4 \cdot C_P \\
 & w := \frac{Spd \cdot \frac{A}{2400}}{3.6 \cdot f \cdot \rho_c(t_{p6})} & F := 3.14 \cdot L \cdot n_z \cdot dc \cdot Z & w & = 1.932 \\
 & & & F & = 142.43 \\
 & G_{pd} := Spd \cdot \frac{A}{2400 \cdot 3.6} & K := 2200 & NTU := \frac{K \cdot F}{C_{ds}(t_{p6}) \cdot G_{pd} \cdot 1000} & G_{pd} & = 82.494 \\
 & E := 1 - \exp(-NTU) & & NTU & = 1.019 \\
 & t_{k6} := t_{p6} + (t_{гр6} - t_{p6} - 4) \cdot E & & E & = 0.639 \\
 & \delta t_6 := t_{k6} - t_{p6} & E_{6pd} := Spd \cdot 3.9 \cdot \frac{\delta t_6}{r(t5)} & E_{6pd} & = 3.244 & t_{k6} & = 79.569 \\
 & Q := G_{pd} \cdot C_{pc}(t_{2c}) \cdot (t_{k6} - t_{p6}) & & \delta t_6 & = 13.151 \\
 & & & Q & = 4.307 \times 10^3
 \end{aligned}$$

Підігрівач соку перед гарячим вапнуванням ППДС (пара 5)

Гріюча пара - пара із 5 корпусу ВУ $F = 243 \text{ м}^2$
6 секцій Ду 300 $n_z = 82$; $Z = 6$; $L = 5$

Витрата соку, G , m^3/h , Spd , %

$$G := Spd \cdot \frac{A}{24 \cdot 100}$$

$$G = 296.979$$

Температура нагрівної пари, tgr , $^{\circ}C$

$$tgr := t5 - 6$$

$$tgr = 95$$

Початкова температура дифузійного соку, tp , $^{\circ}C$

$$tp := tk6$$

$$tp = 79.569$$

Геометричні параметри теплообмінника

Число секцій теплообмінника, Z

$$Z := 6$$

Число труб в одному ході теплообмінника, nZ

$$nZ := 82$$

Довжина труби, L , m

$$L := 5.0$$

внутрішній діаметр т-ної труби, dv , m

зовн. діаметр т-ної труби, dz , m

товщина стінки труби, δ_s , m

середній діаметр т-ної труби, dc , m

коефіцієнт використання поверхні теплообміну

$$dv := 0.03 \quad dz := 0.033$$

$$\delta_s := 0.0015$$

$$dc := (dv + dz) \cdot 0.5$$

$$dc = 0.032$$

$$\phi := 0.8$$

Розрахунок кінцевої температури соку на виході із ТО

Задається температурою соку на виході із ТО

$$tk := 92$$

Температурний напір

$$F := 3.14 \cdot L \cdot nZ \cdot dc \cdot Z$$

$$F = 243.319$$

$$\Delta t := \frac{tk - tp}{\ln\left(\frac{tgr - tp}{tgr - tk}\right)}$$

$$\Delta t = 7.59$$

Середня температура соку

$$tc := tgr - \Delta t$$

$$tc = 87.41$$

Теплофізичні властивості конденсату

$$\nu(tgr) = 3.102 \times 10^{-7} \quad \rho l(tgr) = 961.593 \quad \lambda(tgr) = 0.682 \quad r(tgr) = 2.27 \times 10^3 \quad Pr(tgr) = 1.852$$

Теплофізичні властивості соку

$$\nu_c(tc) = 3.821 \times 10^{-7} \quad \rho_c(tc) = 994.767 \quad \lambda_c(tc) = 0.657 \quad Pr_c(tc) = 2.313$$

$$\text{Тепловидатність} \quad Q := \frac{G \cdot C_{pc}(tc) \cdot (tk - tp)}{3.6}$$

$$Q = 4.097 \times 10^3$$

$$\text{Тепловий потік} \quad q := \frac{Q}{F}$$

$$q = 16.837$$

$$\text{Тепловіддача від пари до труб} \quad Re_k := q \cdot \frac{L}{r(tgr) \cdot \rho l(tgr) \cdot \nu(tgr)}$$

$$Re_k = 124.36$$

$$\alpha_{10} := \begin{cases} 0.925 \cdot \left[\left(\frac{\lambda(tgr)^3 \cdot \rho l(tgr) \cdot r(tgr) \cdot 9.81}{\nu(tgr) \cdot L \cdot q} \right)^{0.3333} \right] \cdot Re_k^{0.053} & \text{if } Re_k \leq 400 \\ \frac{Re_k}{2300 + 41 \cdot Pr(tgr)^{-0.5} \cdot (Re_k^{0.75} - 89)} \cdot \lambda(tgr) \cdot \left(\frac{9.81}{\nu(tgr)^2} \right)^{0.333} & \text{otherwise} \end{cases}$$
$$\alpha_{10} = 7.618 \times 10^3$$

Коефіцієнт, що враховує вплив газів на тепловіддачу при конденсації, U

$$U := 0.8$$

$$\alpha_1 := \alpha_{10} \cdot U$$

$$\alpha_1 = 6.094 \times 10^3$$

Швидкість соку в трубах

$$w := \frac{4 \cdot G}{\rho_c(tc) \cdot 3.141 \cdot dv^2 \cdot nZ \cdot 3.6}$$

$$Re := w \cdot \frac{dv}{\nu_c(tc)}$$

$$w = 1.431$$

Коефіцієнти тепловіддачі до соку

$$Re = 1.124 \times 10^5$$

$$\xi_t := (1.82 \cdot \log(Re) - 1.64)^{-2}$$

$$\alpha_2 := \begin{cases} 0.023 \cdot \text{Re}^{0.8} \cdot \text{Pr}(\text{tc})^{0.4} \cdot \frac{\lambda_c(\text{tc})}{d_v} & \text{if } \text{Re} \geq 10000 \\ \left[\frac{[(\text{Re} - 1000) \cdot \text{Pr}(\text{tc}) \cdot \frac{\xi_t}{8}] \cdot \left[1 + \left(\frac{d_v}{L} \right)^{0.666} \right]}{1 + 12.7 \cdot (\text{Pr}(\text{tc})^{0.666} - 1) \cdot \left(\frac{\xi_t}{8} \right)^{0.5}} \right] \cdot \frac{\lambda_c(\text{tc})}{d_v} & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$\alpha_2 = 7.727 \times 10^3$$

Коефіцієнт теплопередачі

$$K_o := \left(\alpha_1^{-1} + \alpha_2^{-1} + \frac{\delta_s}{\lambda_s} \right)^{-1} \quad K := \begin{cases} \left(K_o^{-1} + \frac{\delta_n}{\lambda_n} \right)^{-1} & \text{if } \delta_n > 0 \\ K_o \cdot \phi & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$K_o = 2.62 \times 10^3$$

$$K = 2.096 \times 10^3$$

Число одиниць перенесення тепла

$$NTU := K \cdot \frac{F \cdot 3.6 \cdot 10^{-3}}{G \cdot C_{pc}(\text{tc})}$$

$$NTU = 1.547$$

Ефективність теплообмінника

$$\varepsilon := 1 - e^{-NTU}$$

$$\varepsilon = 0.787$$

Температура соку на виході із теплообмінника

$$t_k := t_p + (t_{gr} - t_p) \cdot \varepsilon$$

$$t_k = 91.716$$

Витрата пари

$$D_5 := 1.02 \cdot \text{Spd} \cdot C_{pc}(\text{tc}) \cdot \frac{t_k - t_p}{r(t_{gr})}$$

$$D_5 = 3.109$$

Витрата пари на підігрівник переддефектованого соку 3 групи (гріюча пара - сокова пара 4 корпусу ВУ) - PDC2

$$E5pd := 1.02 \cdot \text{Spd} \cdot C_{pc}(\text{tc}) \cdot \frac{t_k - t_p}{r(t_{gr})}$$

$$\delta_{tn} := t_{gr} - t_k$$

$$PDC3v5 := E5pd \quad PDC3v5 = 3.109$$

Початкова та кінцева температура соку, відповідно

$$T_{dif5p} := t_p \quad T_{dif5k} := t_k \quad \Delta T_{dif5} := t_k - t_p$$

$$t_p = 79.569 \quad t_k = 91.716$$

$$\Delta T_{dif5} = 12.147$$

Гідрравлічний опір ТО (соковий простір)

$$\xi_g := 0.11 \cdot \left(\frac{68}{\text{Re}_2} + \frac{\Delta e}{d_v} \right)^{0.25} \quad \Delta P := \left[\xi_g \cdot L \cdot \frac{z}{d_v} + (z - 1) \cdot 1.5 + 3 \right] \cdot \rho_c(t_2c) \cdot \frac{w^2}{2 \cdot 100000} \quad \xi_g = 0.047$$

$$\Delta P = 0.598$$

$$\Delta P_2 := \Delta P$$

Основні показники підігрівача ПДС-5пара

1. Ефективність ТО
2. Т-ра гріюч. пари, С
3. Початков. т-ра соку, С
4. Кінцева т-ра соку,

$$\begin{pmatrix} 1 & \varepsilon \\ 2 & t_{gr} \\ 3 & t_p \\ 4 & t_k \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} 1 & 0.787 \\ 2 & 95 \\ 3 & 79.569 \\ 4 & 91.716 \end{pmatrix}$$

Підігрівач соку перед гарячим вапнуванням ППДС3

Гріюча пара - пара із 4 корпусу ВУ $F = 121 \text{ m}^2$

Гріюча пара - пара із 4 корпусу ВУ $F = \text{m}^2$

Режимні параметри

Витрата соку, G , $m^3/год$, Spd , %

$$G := Spd \cdot \frac{A}{24 \cdot 100}$$

$$G = 296.979$$

Температура нагрівної пари, tgr , C

$$tgr := t4 - 14$$

$$tgr = 95$$

Початкова температура дифузійного соку, tp , C

$$tp := tk$$

$$tp = 91.716$$

Геометричні параметри теплообмінника

Число секцій теплообмінника, Z

$$Z := 4$$

Число труб в одному ході теплообмінника, nz

$$nz := 82$$

Довжина труби, L , m

$$L := 5.0$$

внутрішній діаметр т-ної труби, dv , m

$$dv := 0.03 \quad dz := 0.033$$

зовн. діаметр т-ної труби, dz , m

$$\delta_s := 0.0015$$

товщина стінки труби, δ_s , m

середній діаметр т-ної труби, dc , m

$$dc = 0.032$$

коефіцієнт використання поверхні теплообміну

$$\phi := 0.7$$

$$F = 162.212$$

$$L = 5$$

Задаємося температурою соку на виході із ТО

$$tk := 92.5$$

$$\Delta t := \frac{tk - tp}{\ln\left(\frac{tgr - tp}{tgr - tk}\right)}$$

$$tc := tgr - \Delta t$$

$$\Delta t = 2.874$$

$$tc = 92.126$$

$$Q := \frac{G \cdot C_{pc}(tc) \cdot (tk - tp)}{3.6}$$

$$q := \frac{Q}{F}$$

$$Re_k := q \cdot \frac{L}{r(tgr) \cdot \rho_l(tgr) \cdot \nu(tgr)} \quad Q = 258.85$$

$$q = 1.596$$

$$\alpha_{10} := \begin{cases} 0.925 \cdot \left[\frac{\lambda(tgr)^3 \cdot \rho_l(tgr) \cdot r(tgr) \cdot 9.81}{\nu(tgr) \cdot L \cdot q} \right]^{0.3333} \cdot Re_k^{0.053} & \text{if } Re_k \leq 400 \\ \frac{Re_k}{2300 + 41 \cdot Pr(tgr)^{-0.5} \cdot (Re_k^{0.75} - 89)} \cdot \lambda(tgr) \cdot \left(\frac{9.81}{\nu(tgr)^2} \right)^{0.333} & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$\alpha_{10} = 1.475 \times 10^4$$

Коефіцієнт, що враховує вплив газів на тепловіддачу при конденсації. U

$$U := 0.7$$

$$\alpha_1 := \alpha_{10} \cdot U$$

$$\alpha_1 = 1.032 \times 10^4$$

$$w := \frac{4 \cdot G}{\rho_c(tc) \cdot 3.141 \cdot dv^2 \cdot nz \cdot 3.6}$$

$$Re := w \cdot \frac{dv}{\nu_c(tc)}$$

$$\xi_t := (1.82 \cdot \log(Re) - 1.64)^{-2}$$

$$w = 1.436$$

$$\alpha_2 := \begin{cases} 0.023 \cdot Re^{0.8} \cdot Pr_c(tc)^{0.4} \cdot \frac{\lambda_c(tc)}{dv} & \text{if } Re \geq 10000 \end{cases}$$

$$Re = 1.193 \times 10^5$$

$$\left[\frac{\left[(Re - 1000) \cdot Pr_c(tc) \cdot \frac{\xi_t}{8} \right] \cdot \left[1 + \left(\frac{dv}{L} \right)^{0.666} \right]}{1 + 12.7 \cdot (Pr_c(tc)^{0.666} - 1) \cdot \left(\frac{\xi_t}{8} \right)^{0.5}} \right] \cdot \frac{\lambda_c(tc)}{dv} \quad \text{otherwise}$$

$$\alpha_2 = 7.932 \times 10^3$$

$$Ko := \left(\alpha_1^{-1} + \alpha_2^{-1} + \frac{\delta_s}{\lambda_s} \right)^{-1}$$

$$K := \begin{cases} \left(Ko^{-1} + \frac{\delta_n}{\lambda_n} \right)^{-1} & \text{if } \delta_n > 0 \\ Ko \cdot \phi & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$Ko = 3.213 \times 10^3$$

$$K = 2.249 \times 10^3$$

$$NTU := K \cdot \frac{F \cdot 3.6 \cdot 10^{-3}}{G \cdot C_{pc}(tc)}$$

$$\varepsilon := 1 - e^{-NTU}$$

$$NTU = 1.106$$

$$t_k := t_p + (t_{gr} - t_p) \cdot \epsilon$$

$$t_k = 93.913$$

$$\text{Витрата пари на підігрівник} \quad E_{4pd} := 1.02 \cdot Spd \cdot C_{pc}(t_c) \cdot \frac{t_k - t_p}{r(t_{gr})} \quad E_{4pd} = 0.563$$

$$\delta t_n := t_{gr} - t_k$$

$$PDC_{4v4} := E_{4pd} \quad PDC_{4v4} = 0.563$$

Початкова та кінцева температура соку, відповідно

$$t_p = 91.716 \quad t_k = 93.913$$

$$T_{dif4p} := t_p \quad T_{dif4k} := t_k \quad \Delta T_{dif4} := t_k - t_p \quad \Delta T_{dif4} = 2.197$$

Гідрравлічний опір

$$\xi_g := 0.11 \cdot \left(\frac{68}{Re_2} + \frac{\Delta e}{dv} \right)^{0.25} \quad \Delta P := \left[\xi_g \cdot L \cdot \frac{z}{dv} + (z-1) \cdot 1.5 + 3 \right] \cdot \rho_c(t_{2c}) \cdot \frac{w^2}{2 \cdot 100000} \quad \xi_g = 0.047$$

$$\Delta P = 0.406$$

$$\Delta P_3 := \Delta P \quad E_{4pd} := 0$$

(В резерві)

Основні показники роботи ТО ППДС-3 пара

1. Коефіц. теплопередачі, Вт/м ² К	1	K	=	$\begin{pmatrix} 1 & 2.249 \times 10^3 \\ 2 & 0.669 \\ 3 & 95 \\ 4 & 91.716 \\ 5 & 93.913 \\ 6 & 0.406 \\ 7 & 0.563 \end{pmatrix}$
2. Ефективність ТО	2	ϵ		
3. Т-ра гріюч. пари, С	3	tgr		
4. Початков. т-ра соку, С	4	tp		
5. Кінцева т-ра соку, С	5	tk		
6. Гідрравлічн. опір, Бар	6	ΔP		
7. Витрата пари, %	7	PDC _{4v4}		

$$\Sigma \Delta P := \Delta P_1 + \Delta P_2 + \Delta P_3$$

$$\Sigma \Delta P = 1.773$$

Підігрівач перед 1 фільтрацією ПП1Ф

Гріюча пара - пара із **4** корпусу ВУ F = 89 м² (**3** резерв)
існуючий **6** секцій по паралельній схемі (**3** подвійні секції)

Режимні параметри

$$Sp_{1f} = 123$$

Витрата соку, G, т/год, Spd, %

$$G := Sp_{1f} \cdot \frac{A}{24 \cdot 100}$$

$$G = 256.25$$

Температура нагрівної пари, tgr, С

$$t_{gr} := t_4 - 13$$

$$t_{1sat} := 92 \quad t_{gr} = 96$$

Початкова температура дифузійного соку, tp, С

$$t_p := t_{1sat} - 6$$

$$t_p = 86$$

$$t_{1sat} = 92$$

Геометричні параметри теплообмінника

Число секцій теплообмінника, Z

$$z := 6$$

$$N_z := 2$$

Число труб в одному ході теплообмінника, nz

$$n_z := 30$$

Довжина труби, L, м

$$L := 5.0$$

внутрішній діаметр т-ної труби, dv, м

$$d_v := 0.03 \quad d_z := 0.033$$

зовн. діаметр т-ної труби, dz, м

$$\delta_s := 0.0015$$

товщина стінки труби, δ_s , м

середній діаметр т-ної труби, dc, м

$$d_c := (d_v + d_z) \cdot 0.5 \quad d_c = 0.032$$

коефіцієнт використання поверхні теплообміну

$$\phi := 0.7$$

Задаємося температурою соку на виході із ТО

$$tk := 87 \quad F := 3.14 \cdot L \cdot nz \cdot \frac{dv + dz}{2} \cdot z$$

$$\Delta t := \frac{tk - tp}{\ln\left(\frac{tgr - tp}{tgr - tk}\right)} \quad tc := tgr - \Delta t$$

$$F = 89.019$$

$$\Delta t = 9.491$$

$$F = 89.019$$

$$Q := \frac{G \cdot Cpc(tc) \cdot (tk - tp)}{3.6} \quad q := \frac{Q}{F} \quad Re_k := q \cdot \frac{L}{r(tgr) \cdot \rho l(tgr) \cdot \nu(tgr)} \quad q = 3.194$$

$$\alpha_{10} := \begin{cases} 0.925 \cdot \left[\frac{\lambda(tgr)^3 \cdot \rho l(tgr) \cdot r(tgr) \cdot 9.81}{\nu(tgr) \cdot L \cdot q} \right]^{0.3333} \cdot Re_k^{0.053} & \text{if } Re_k \leq 400 \\ \frac{Re_k}{2300 + 41 \cdot Pr(tgr)^{-0.5} \cdot (Re_k^{0.75} - 89)} \cdot \lambda(tgr) \cdot \left(\frac{9.81}{\nu(tgr)^2} \right)^{0.333} & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$\alpha_{10} = 1.219 \times 10^4$$

Коефіцієнт, що враховує вплив газів на тепловіддачу при конденсації. U

$$U := 0.7 \quad \alpha_{11} := \alpha_{10} \cdot U$$

$$\alpha_1 = 8.531 \times 10^3$$

$$w := \frac{4 \cdot G}{\rho c(tc) \cdot 3.141 \cdot dv \cdot dz \cdot nz \cdot 3.6 \cdot Nz}$$

$$Re := w \cdot \frac{dv}{\nu c(tc)}$$

$$w = 1.686$$

$$Re = 1.31 \times 10^5$$

$$\xi_t := (1.82 \cdot \log(Re) - 1.64)^{-2}$$

$$\alpha_2 := \begin{cases} 0.023 \cdot Re^{0.8} \cdot Prc(tc)^{0.4} \cdot \frac{\lambda c(tc)}{dv} & \text{if } Re \geq 10000 \\ \frac{\left[(Re - 1000) \cdot Prc(tc) \cdot \frac{\xi_t}{8} \right] \cdot \left[1 + \left(\frac{dv}{L} \right)^{0.666} \right]}{1 + 12.7 \cdot (Prc(tc)^{0.666} - 1) \cdot \left(\frac{\xi_t}{8} \right)^{0.5}} \cdot \frac{\lambda c(tc)}{dv} & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$\alpha_2 = 8.772 \times 10^3$$

$$K_o := \left(\alpha_1^{-1} + \alpha_2^{-1} + \frac{\delta s}{\lambda s} \right)^{-1} \quad K := \begin{cases} \left(K_o^{-1} + \frac{\delta n}{\lambda n} \right)^{-1} & \text{if } \delta n > 0 \\ K_o \cdot \phi & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$K_o = 3.13 \times 10^3$$

$$K = 2.191 \times 10^3$$

$$NTU := K \cdot \frac{F \cdot 3.6 \cdot 10^{-3}}{G \cdot Cpc(tc)} \quad \varepsilon := 1 - e^{-NTU}$$

$$NTU = 0.686$$

$$\varepsilon = 0.496$$

Температура соку на виході із ТО

$$tk := tp + (tgr - tp) \cdot \varepsilon$$

$$tk = 90.965$$

Витрата пари на підігрівник перед 1 фільтрами

$$\delta t_n := tgr - tk \quad E_{4p1f} := 1.02 \cdot Sp_{1f} \cdot Cpc(tc) \cdot \frac{tk - tp}{r(tgr)} \quad E_{4p1f} = 1.097$$

Початкова та кінцева температура соку, відповідно

$$tp = 86 \quad tk = 90.965$$

$$Tp_{1fp} := tp \quad Tp_{1fk} := tk \quad \Delta Tp_{1f} := tk - tp \quad PP_{1Fv4} := E_{4p1f} \quad \Delta Tp_{1f} = 4.96 \cdot E_{4p1f} = 1.097$$

Не вводиться в експлуатацію

$$PP_{1Fv4} := 0$$

Основні показники роботи ТО ПП1Ф

$$E_{4p1f} := 0$$

1. Коефіц. теплопередачі, Вт/м² К
2. Ефективність ТО
3. Т-ра гріюч. пари, С
4. Початков. т-ра соку, С
5. Кінцева т-ра соку, С
6. Тепловидптність, кВт
7. Витрата пари, %

$$\begin{pmatrix} 1 & K \\ 2 & \epsilon \\ 3 & tgr \\ 4 & tp \\ 5 & tk \\ 6 & Q \\ 7 & PP1Fv4 \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} 1 & 2.191 \times 10^3 \\ 2 & 0.496 \\ 3 & 96 \\ 4 & 86 \\ 5 & 90.965 \\ 6 & 284.291 \\ 7 & 0 \end{pmatrix}$$

Підігрівач перед 2 сатурацією П2Сат-1 пара 4 ВУ

Гріюча пара - пара із 4 корпусу ВУ $F = 120 \text{ m}^2$

Режимні параметри

$$\begin{aligned} \text{Витрата соку } G, \text{ m}^3/\text{год, Spd, \%} & \quad G := S2s \cdot \frac{A}{24 \cdot 100} & S2s = 122.9 & \quad t4 = 109 \\ \text{Температура нагрівної пари, } tgr, \text{ C} & \quad tgr := t4 - 6.0 & G = 256.042 & \quad tgr = 103 \\ \text{Початкова температура соку, } tp, \text{ C} & \quad tp := 85 & tgr = 103 & \quad tp = 85 \end{aligned}$$

Геометричні параметри теплообмінника

$$\begin{aligned} \text{Число секцій теплообмінника, } Z & \quad z := 4 \\ \text{Число труб в одному ході теплообмінника, } nz & \quad nz := 60 \\ \text{Довжина труби, } L, \text{ м} & \quad L := 5.0 \\ \text{внутрішній діаметр т-ної труби, } dv, \text{ м} & \quad dv := 0.03 \quad dz := 0.033 \\ \text{зовн. діаметр т-ної труби, } dz, \text{ м} & \quad dz := 0.033 \\ \text{товщина стінки труби, } \delta s, \text{ м} & \quad \delta s := 0.0015 \\ \text{середній діаметр т-ної труби, } dc, \text{ м} & \quad dc := (dv + dz) \cdot 0.5 \quad dc = 0.032 \\ \text{коефіцієнт використання поверхні теплообміну} & \quad \phi := 0.8 \end{aligned}$$

Задаємося температурою соку на виході із ТО $tk := 95.0$

$$\begin{aligned} \Delta t := \frac{tk - tp}{\ln\left(\frac{tgr - tp}{tgr - tk}\right)} & \quad tc := tgr - \Delta t & F_s := 3.14 \cdot dc \cdot L \cdot nz \cdot z & \quad tc = 90.668 \\ & & F = 118.692 & \end{aligned}$$

$$Q := \frac{G \cdot Cpc(tc) \cdot (tk - tp)}{3.6} \quad q := \frac{Q}{F} \quad Re_k := q \cdot \frac{L}{r(tgr) \cdot \rho l(tgr) \cdot \nu(tgr)} \quad q = 23.963$$

$$\alpha_{10} := \begin{cases} 0.925 \cdot \left[\frac{\lambda(tgr)^3 \cdot \rho l(tgr) \cdot r(tgr) \cdot 9.81}{\nu(tgr) \cdot L \cdot q} \right]^{0.3333} \cdot Re_k^{0.053} & \text{if } Re_k \leq 400 \\ \frac{Re_k}{2300 + 41 \cdot Pr(tgr)^{-0.5} \cdot (Re_k^{0.75} - 89)} \cdot \lambda(tgr) \cdot \left(\frac{9.81}{\nu(tgr)^2} \right)^{0.333} & \text{otherwise} \end{cases} \quad \alpha_{10} = 7.096 \times 10^3$$

Коефіцієнт, що враховує вплив газів на тепловіддачу при конденсації. U

$$U := 0.7 \quad \alpha_1 := \alpha_{10} \cdot U \quad \alpha_1 = 4.967 \times 10^3$$

$$w := \frac{4 \cdot G}{\rho c(tc) \cdot 3.141 \cdot dv \cdot dv \cdot nz \cdot 3.6}$$

$$Re := w \cdot \frac{dv}{\nu c(tc)} \quad w = 1.69 \quad Re = 1.38 \times 10^5$$

$$\xi_t := (1.82 \cdot \log(Re) - 1.64)^{-2}$$

$$\alpha_2 := \begin{cases} 0.023 \cdot \text{Re}^{0.8} \cdot \text{Prc}(\text{tc})^{0.4} \cdot \frac{\lambda_c(\text{tc})}{d_v} & \text{if } \text{Re} \geq 10000 \\ \frac{\left[(\text{Re} - 1000) \cdot \text{Prc}(\text{tc}) \cdot \frac{\xi_t}{8} \right] \cdot \left[1 + \left(\frac{d_v}{L} \right)^{0.666} \right]}{1 + 12.7 \cdot (\text{Prc}(\text{tc})^{0.666} - 1) \cdot \left(\frac{\xi_t}{8} \right)^{0.5}} \cdot \frac{\lambda_c(\text{tc})}{d_v} & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$K_o := \left(\alpha_1^{-1} + \alpha_2^{-1} + \frac{\delta_s}{\lambda_s} \right)^{-1} \quad K_o := \begin{cases} \left(K_o^{-1} + \frac{\delta_n}{\lambda_n} \right)^{-1} & \text{if } \delta_n > 0 \\ K_o \cdot \phi & \text{otherwise} \end{cases}$$

$\alpha_2 = 8.972 \times 10^3$
 $K_o = 2.494 \times 10^3$
 $K = 1.995 \times 10^3$

$$NTU := K \cdot \frac{F \cdot 3.6 \cdot 10^{-3}}{G \cdot C_{pc}(\text{tc})} \quad \varepsilon := 1 - e^{-NTU}$$

$NTU = 0.833$
 $\varepsilon = 0.565$

Температура соку на виході із ТО $t_k := t_p + (t_{gr} - t_p) \cdot \varepsilon$ $t_k = 95.171$

Витрата пари на підігрівник соку перед 2 сатур.

$$E_{42s} := 1.02 \cdot S_{2s} \cdot C_{pc}(\text{tc}) \cdot \frac{t_k - t_p}{r(t_{gr})} \quad E_{42s} = 2.267$$

Початкова та кінцева температура соку, відповідно $\delta_{tn} := t_{gr} - t_k$

$t_p = 85$ $t_k = 95.171$

$T_{c2p} := t_p$ $T_{c2k} := t_k$ $\Delta T_{c2} := t_k - t_p$ $P_{2Cv4} := E_{42s}$ $\Delta T_{c2} = 10.171$

Основні показники роботи ТО перед 2 сатурацією ПП2С

1. Коефіц. теплопередачі, Вт/м² К
2. Ефективність ТО
3. Т-ра гріюч. пари, С
4. Початков. т-ра соку, С
5. Кінцева т-ра соку, С
6. Тепловидптіність, кВт
7. Витрата пари, %

$$\begin{pmatrix} 1 & K \\ 2 & \varepsilon \\ 3 & t_{gr} \\ 4 & t_p \\ 5 & t_k \\ 6 & Q \\ 7 & P_{2Cv4} \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} 1 & 1.995 \times 10^3 \\ 2 & 0.565 \\ 3 & 103 \\ 4 & 85 \\ 5 & 95.171 \\ 6 & 2.844 \times 10^3 \\ 7 & 2.267 \end{pmatrix}$$

$T_{c2p} = 85$

Підігрівач перед 2 сатурацією П2Сат-2 -група (пара 3 ВУ)

Гріюча пара - пара із 3 корпусу ВУ **F=37** м²

Режимні параметри

Витрата соку, $G, m^3/\text{год}, \text{Spd}, \%$ $G := S_{2s} \cdot \frac{A}{24 \cdot 100}$ $S_{2s} = 122.9$ $\text{Sp1f} = 123$

Температура нагрівної пари, t_{gr}, C $t_{gr} := t_3 - 15.0$ $G = 256.042$
 $t_{gr} = 103$

Початкова температура соку, t_p, C $t_p := t_k$ $t_p = 95.171$

Геометричні параметри теплообмінника

Число секцій теплообмінника, Z $Z := 4$

Число труб в одному ході теплообмінника, nZ $nZ := 30$

Довжина труби, L , м

$$L := 5.0$$

$$Nz := 2$$

внутрішній діаметр т-ної труби, dv , м

$$dv := 0.03 \quad dz := 0.033$$

зовн. діаметр т-ної труби, dz , м

$$\delta_s := 0.0015$$

товщина стінки труби, δ_s , м

середній діаметр т-ної труби, dc , м

$$dc := (dv + dz) \cdot 0.5 \quad dc = 0.032$$

коефіцієнт використання поверхні теплообміну

$$\phi := 0.7$$

Задаємося температурою соку на виході із ТО

$$tk := 97.0$$

$$F := 3.14 \cdot dc \cdot L \cdot nz \cdot z$$

$$\Delta t := \frac{tk - tp}{\ln\left(\frac{tgr - tp}{tgr - tk}\right)}$$

$$tc := tgr - \Delta t$$

$$tc = 96.126$$

$$F = 59.346$$

$$Q := \frac{G \cdot Cpc(tc) \cdot (tk - tp)}{3.6}$$

$$q := \frac{Q}{F}$$

$$Rek := q \cdot \frac{L}{r(tgr) \cdot \rho l(tgr) \cdot \nu(tgr)} \quad q = 8.781$$

$$\alpha_{10} := \begin{cases} 0.925 \cdot \left[\frac{\lambda(tgr)^3 \cdot \rho l(tgr) \cdot r(tgr) \cdot 9.81}{\nu(tgr) \cdot L \cdot q} \right]^{0.3333} \cdot Re_k^{0.053} & \text{if } Re_k \leq 400 \\ \frac{Re_k}{2300 + 41 \cdot Pr(tgr)^{-0.5} \cdot (Re_k^{0.75} - 89)} \cdot \lambda(tgr) \cdot \left(\frac{9.81}{\nu(tgr)^2} \right)^{0.333} & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$\alpha_{10} = 9.402 \times 10^3$$

Коефіцієнт, що враховує вплив газів на тепловіддачу при конденсації, U

$$U := 0.7$$

$$\alpha_1 := \alpha_{10} \cdot U$$

$$\alpha_1 = 6.582 \times 10^3$$

$$w := \frac{4 \cdot G}{\rho c(tc) \cdot 3.141 \cdot dv^2 \cdot nz \cdot 3.6 \cdot Nz}$$

$$Re := w \cdot \frac{dv}{\nu c(tc)}$$

$$w = 1.696$$

$$Re = 1.479 \times 10^5$$

$$\xi_t := (1.82 \cdot \log(Re) - 1.64)^{-2}$$

$$\alpha_2 := \begin{cases} 0.023 \cdot Re^{0.8} \cdot Prc(tc)^{0.4} \cdot \frac{\lambda c(tc)}{dv} & \text{if } Re \geq 10000 \\ \frac{\left[(Re - 1000) \cdot Prc(tc) \cdot \frac{\xi_t}{8} \right] \cdot \left[1 + \left(\frac{dv}{L} \right)^{0.666} \right]}{1 + 12.7 \cdot (Prc(tc)^{0.666} - 1) \cdot \left(\frac{\xi_t}{8} \right)^{0.5}} \cdot \frac{\lambda c(tc)}{dv} & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$\alpha_2 = 9.242 \times 10^3$$

$$Ko := \left(\alpha_1^{-1} + \alpha_2^{-1} + \frac{\delta_s}{\lambda_s} \right)^{-1} \quad K := \begin{cases} \left(Ko^{-1} + \frac{\delta_n}{\lambda_n} \right)^{-1} & \text{if } \delta_n > 0 \\ Ko \cdot \phi & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$Ko = 2.87 \times 10^3$$

$$K = 2.009 \times 10^3$$

$$NTU := K \cdot \frac{F \cdot 3.6 \cdot 10^{-3}}{G \cdot Cpc(tc)} \quad \epsilon := 1 - e^{-NTU}$$

$$NTU = 0.419$$

$$\epsilon = 0.342$$

Температура соку на виході із ТО

$$tk := tp + (tgr - tp) \cdot \epsilon$$

$$tk = 97.848$$

Витрата пари на підігрівник соку перед 2 сатур.

$$E32s := 1.02 \cdot S2s \cdot Cpc(tc) \cdot \frac{tk - tp}{r(tgr)}$$

$$E32s = 0.598$$

$$S2s = 122.9$$

$$\delta_{tn} := t_{gr} - t_k$$

Початкова та кінцева температура соку, відповідно

$$t_p = 95.171 \quad t_k = 97.848$$

$$T_{c23p} := t_p \quad T_{c23k} := t_k$$

$$\Delta T_{c23} := t_k - t_p$$

$$P3Cv2 := E32s$$

(Резервний)

$$P3Cv2 := 0$$

$$E32s := 0$$

Основні показники роботи ТО перед 2 сатурацією ПП2С

1. Коефіц. теплопередачі, Вт/м² К

2. Ефективність ТО

3. Т-ра гріюч. пари, С

4. Початков. т-ра соку, С

5. Кінцева т-ра соку, С

6. Тепловидптіність, кВт

7. Витрата пари, %

$$\begin{pmatrix} 1 & K \\ 2 & \epsilon \\ 3 & t_{gr} \\ 4 & t_p \\ 5 & t_k \\ 6 & Q \\ 7 & P3Cv2 \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} 1 & 2.009 \times 10^3 \\ 2 & 0.342 \\ 3 & 103 \\ 4 & 95.171 \\ 5 & 97.848 \\ 6 & 521.14 \\ 7 & 0 \end{pmatrix}$$

Система підігрівачів перед випарною установкою

Підігрівач перед ВУ 1 групи ПВУ1

Гріюча пара - пара із 5 корпусу ВУ $F = 240 \text{ m}^2$

Режимні параметри

$$Sprvu = 122.82$$

Витрата соку, $G, \text{ m}^3/\text{год}, \text{ Spd}, \%$

$$G := Sprvu \cdot \frac{A}{24 \cdot 100}$$

$$G = 255.875$$

Температура нагрівної пари, $t_{gr}, \text{ C}$

$$t_{gr} := t_5 - 2$$

$$t_{gr} = 99$$

Початкова температура дифузійного соку, $t_p, \text{ C}$

$$t_p := t_{pvu}$$

$$t_p = 89$$

Геометричні параметри теплообмінника

Число секцій теплообмінника, Z

$$Z := 8$$

Число труб в одному ході теплообмінника, nz

$$nz := 60$$

Довжина труби, $L, \text{ m}$

$$L := 5.0$$

внутрішній діаметр т-ної труби, $d_v, \text{ m}$

$$d_v := 0.03 \quad d_z := 0.033$$

зовн. діаметр т-ної труби, $d_z, \text{ m}$

$$\delta_s := 0.0015$$

товщина стінки труби, $\delta_s, \text{ m}$

середній діаметр т-ної труби, $d_c, \text{ m}$

$$d_c := (d_v + d_z) \cdot 0.5 \quad d_c = 0.032$$

коефіцієнт використання поверхні теплообміну

$$\phi := 0.85$$

Задаємося температурою соку на виході із ТО

$$t_k := 98$$

$$F := 3.14 \cdot L \cdot nz \cdot d_c \cdot Z$$

$$\Delta t := \frac{t_k - t_p}{\ln\left(\frac{t_{gr} - t_p}{t_{gr} - t_k}\right)} \quad t_c := t_{gr} - \Delta t$$

$$t_c = 95.091 \quad F = 237.384$$

$$Q := \frac{G \cdot C_{pc}(t_c) \cdot (t_k - t_p)}{3.6}$$

$$q := \frac{Q}{F}$$

$$Re_k := q \cdot \frac{L}{r(t_{gr}) \cdot \rho_l(t_{gr}) \cdot \nu(t_{gr})}$$

$$q = 10.792$$

$$\alpha_{10} := \begin{cases} 0.925 \cdot \left[\left(\frac{\lambda(\text{tgr})^3 \cdot \rho_1(\text{tgr}) \cdot r(\text{tgr}) \cdot 9.81}{\nu(\text{tgr}) \cdot L \cdot q} \right)^{0.3333} \right] \cdot \text{Rek}^{0.053} & \text{if } \text{Rek} \leq 400 \\ \frac{\text{Rek}}{2300 + 41 \cdot \text{Pr}(\text{tgr})^{-0.5} \cdot (\text{Rek}^{0.75} - 89)} \cdot \lambda(\text{tgr}) \cdot \left(\frac{9.81}{\nu(\text{tgr})^2} \right)^{0.333} & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$\alpha_{10} = 8.763 \times 10^3$$

Коефіцієнт, що враховує вплив газів на тепловіддачу при конденсації. U

$$U := 0.8$$

$$\alpha_1 := \alpha_{10} \cdot U \quad \alpha_1 = 7.01 \times 10^3$$

$$w := \frac{4 \cdot G}{\rho c(\text{tc}) \cdot 3.141 \cdot dv \cdot dz \cdot 3.6}$$

$$\text{Re} := w \cdot \frac{dv}{\nu c(\text{tc})}$$

$$\xi_t := (1.82 \cdot \log(\text{Re}) - 1.64)^{-2}$$

$$w = 1.694$$

$$\alpha_2 := \begin{cases} 0.023 \cdot \text{Re}^{0.8} \cdot \text{Pr}c(\text{tc})^{0.4} \cdot \frac{\lambda c(\text{tc})}{dv} & \text{if } \text{Re} \geq 10000 \\ \frac{\left[(Re - 1000) \cdot \text{Pr}c(\text{tc}) \cdot \frac{\xi_t}{8} \right] \cdot \left[1 + \left(\frac{dv}{L} \right)^{0.666} \right]}{1 + 12.7 \cdot (\text{Pr}c(\text{tc})^{0.666} - 1) \cdot \left(\frac{\xi_t}{8} \right)^{0.5}} \cdot \frac{\lambda c(\text{tc})}{dv} & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$\alpha_2 = 9.186 \times 10^3$$

$$K_o := \left(\alpha_1^{-1} + \alpha_2^{-1} + \frac{\delta s}{\lambda s} \right)^{-1} \quad K := \begin{cases} \left(K_o^{-1} + \frac{\delta n}{\lambda n} \right)^{-1} & \text{if } \delta n > 0 \\ K_o \cdot \phi & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$K_o = 2.943 \times 10^3$$

$$K = 2.502 \times 10^3$$

$$\text{NTU} := K \cdot \frac{F \cdot 3.6 \cdot 10^{-3}}{G \cdot C_{pc}(\text{tc})} \quad \varepsilon := 1 - e^{-\text{NTU}}$$

$$\varepsilon = 0.876 \quad \text{NTU} = 2.086$$

Температура соку на виході із ТО

$$t_k := t_p + (\text{tgr} - t_p) \cdot \varepsilon$$

$$t_k = 97.759$$

Витрата пари на підігрівник соку перед ВУ1 групи

$$E_{5pvu} := 1.02 \cdot S_{pvu} \cdot C_{pc}(\text{tc}) \cdot \frac{t_k - t_p}{r(\text{tgr})}$$

$$E_{5pvu} = 1.945$$

$$\delta_{tn} := \text{tgr} - t_k$$

Початкова та кінцева температура соку, відповідно

$$t_p = 89 \quad t_k = 97.759$$

$\text{Trvu1p} := t_p$ $\text{Trvu1k} := t_k$ $\Delta \text{Trvu1} := t_k - t_p$

$$\text{PVU1v5} := E_{5pvu} \Delta \text{Trvu1} = 8.759$$

$$E_{5pvu} = 1.945$$

Основні показники підігрівача ПВУ-1

1. Коефіц. теплопередачі, Вт/м² К
2. Ефективність ТО
3. Т-ра гріюч. пари, С
4. Початков. т-ра соку, С
5. Кінцева т-ра соку, С
6. Тепловидптіність, кВт
7. Витрата пари, %

$$\begin{pmatrix} 1 & K \\ 2 & \varepsilon \\ 3 & \text{tgr} \\ 4 & t_p \\ 5 & t_k \\ 6 & Q \\ 7 & \text{PVU1v5} \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} 1 & 2.502 \times 10^3 \\ 2 & 0.876 \\ 3 & 99 \\ 4 & 89 \\ 5 & 97.759 \\ 6 & 2.562 \times 10^3 \\ 7 & 1.945 \end{pmatrix}$$

Підігрівач перед ВУ 2 групи ПВУ2

Гріюча пара – пара із 4 корпусу ВУ F = 240 m²

Режимні параметри

Витрата соку, G, m³/год, Spv, %

$$G := Spv \cdot \frac{A}{24 \cdot 100}$$

$$Spv = 122.82$$

$$G = 255.875$$

Температура нагрівної пари, tgr, C

$$tgr := t4 - 2$$

$$tgr = 107$$

Початкова температура дифузійного соку, tp, C

$$tp := tk$$

$$tp = 97.759$$

Геометричні параметри теплообмінника

Число секцій теплообмінника, Z

$$Z := 8$$

Число труб в одному ході теплообмінника, nZ

$$nZ := 60$$

Довжина труби, L, м

$$L := 5.0$$

внутрішній діаметр т-ної труби, dv, м

$$dv := 0.03 \quad dz := 0.033$$

зовн. діаметр т-ної труби, dz, м

$$\delta_s := 0.0015$$

товщина стінки труби, δs, м

середній діаметр т-ної труби, dc, м

$$dc := (dv + dz) \cdot 0.5 \quad dc = 0.032$$

коефіцієнт використання поверхні теплообміну

$$\phi := 0.85$$

$$F := 3.14 \cdot L \cdot nZ \cdot dc \cdot Z$$

Задаємося температурою соку на виході із ТО

$$tk := 106.0$$

$$F = 237.384$$

$$\Delta t := \frac{tk - tp}{\ln\left(\frac{tgr - tp}{tgr - tk}\right)}$$

$$tc := tgr - \Delta t$$

$$tc = 103.294$$

$$Q := \frac{G \cdot Cpc(tc) \cdot (tk - tp)}{3.6}$$

$$q := \frac{Q}{F}$$

$$Rek := q \cdot \frac{L}{r(tgr) \cdot \rho l(tgr) \cdot \nu(tgr)}$$

$$q = 9.907$$

$$\alpha_{10} := \begin{cases} 0.925 \cdot \left[\frac{\lambda(tgr)^3 \cdot \rho l(tgr) \cdot r(tgr) \cdot 9.81}{\nu(tgr) \cdot L \cdot q} \right]^{0.3333} \cdot Re_k^{0.053} & \text{if } Re_k \leq 400 \\ \frac{Re_k}{2300 + 41 \cdot Pr(tgr)^{-0.5} \cdot (Re_k^{0.75} - 89)} \cdot \lambda(tgr) \cdot \left(\frac{9.81}{\nu(tgr)^2} \right)^{0.333} & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$\alpha_{10} = 9.187 \times 10^3$$

Коефіцієнт, що враховує вплив газів на тепловіддачу при конденсації, U

$$U := 0.7$$

$$\alpha_1 := \alpha_{10} \cdot U$$

$$\alpha_1 = 6.431 \times 10^3$$

$$w := \frac{4 \cdot G}{\rho c(tc) \cdot 3.141 \cdot dv \cdot dv \cdot nZ \cdot 3.6}$$

$$Re := w \cdot \frac{dv}{\nu c(tc)}$$

$$\xi_t := (1.82 \cdot \log(Re) - 1.64)^{-2}$$

$$w = 1.704$$

$$\alpha_2 := \begin{cases} 0.023 \cdot Re^{0.8} \cdot Prc(tc)^{0.4} \cdot \frac{\lambda c(tc)}{dv} & \text{if } Re \geq 10000 \end{cases}$$

$$Re = 1.602 \times 10^5$$

$$\left[\frac{\left[(Re - 1000) \cdot Prc(tc) \cdot \frac{\xi_t}{8} \right] \cdot \left[1 + \left(\frac{dv}{L} \right)^{0.666} \right]}{1 + 12.7 \cdot (Prc(tc)^{0.666} - 1) \cdot \left(\frac{\xi_t}{8} \right)^{0.5}} \right] \cdot \frac{\lambda c(tc)}{dv} \quad \text{otherwise}$$

$$\alpha_2 = 9.562 \times 10^3$$

$$Ko := \left(\alpha_1^{-1} + \alpha_2^{-1} + \frac{\delta_s}{\lambda_s} \right)^{-1}$$

$$K := \begin{cases} \left(Ko^{-1} + \frac{\delta_n}{\lambda_n} \right)^{-1} & \text{if } \delta_n > 0 \\ Ko \cdot \phi & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$Ko = 2.871 \times 10^3$$

$$K = 2.44 \times 10^3$$

$$NTU := K \cdot \frac{F \cdot 3.6 \cdot 10^{-3}}{G \cdot Cpc(tc)}$$

$$\varepsilon := 1 - e^{-NTU}$$

$$tk := tp + (tgr - tp) \cdot \varepsilon$$

$$NTU = 2.03$$

$$tk = 105.786$$

Витрата пари на підігрівник соку перед ВУ3 групи

$$E4pvu := 1.02 \cdot Spvu \cdot Cpc(tc) \cdot \frac{tk - tp}{r(tgr)}$$

$$E4pvu = 1.804$$

$$\delta_{tgr} := tgr - tk$$

$$tp = 97.759 \quad tk = 105.786$$

Початкова та кінцева температура соку, відповідно

$$Trvu2p := tp \quad Trvu2k := tk \quad \Delta Trvu4 := tk - tp$$

$$PVU2v4 := E4pvu \Delta Trvu4 = 8.027$$

$$E4pvu = 1.804$$

Основні показники підігрівача ПВУ-2

1. Коефіц. теплопередачі, Вт/м² К
2. Ефективність ТО
3. Т-ра гріюч. пари, С
4. Початков. т-ра соку, С
5. Кінцева т-ра соку, С
6. Тепловидптіність, кВт
7. Витрата пари, %

$$\begin{pmatrix} 1 & K \\ 2 & \epsilon \\ 3 & tgr \\ 4 & tp \\ 5 & tk \\ 6 & Q \\ 7 & PVU2v4 \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} 1 & 2.44 \times 10^3 \\ 2 & 0.869 \\ 3 & 107 \\ 4 & 97.759 \\ 5 & 105.786 \\ 6 & 2.352 \times 10^3 \\ 7 & 1.804 \end{pmatrix}$$

Підігрівач перед ВУ 3 групи ПВУ3

Гріюча пара - пара із **3** корпусу ВУ F = 178 m²

Режимні параметри

Витрата соку, %, Spvu1

Витрата соку, G, m/год,

$$G := Spvu \cdot \frac{A}{24 \cdot 100}$$

$$G = 255.875$$

Температура нагрівної пари, tgr, С

$$tgr := t3 - 2$$

$$tgr = 116$$

Початкова температура соку, tp, С

$$tp := tk$$

$$tp = 105.786$$

Геометричні параметри теплообмінника

Число секцій теплообмінника, Z

$$Z := 6$$

Число труб в одному ході теплообмінника, nz

$$nz := 60$$

Довжина труби, L, м

$$L := 5.0$$

внутрішній діаметр т-ної труби, dv, м

$$dv := 0.03 \quad dz := 0.033$$

зовн. діаметр т-ної труби, dz, м

$$\delta_s := 0.0015$$

товщина стінки труби, δs, м

середній діаметр т-ної труби, dc, м

$$dc := (dv + dz) \cdot 0.5 \quad dc = 0.032 \quad \phi := 0.9$$

Задаємося температурою соку на виході із ТО

$$tk := 114.6$$

$$\Delta t := \frac{tk - tp}{\ln\left(\frac{tgr - tp}{tgr - tk}\right)} \quad tc := tgr - \Delta t$$

$$F := 3.14 \cdot L \cdot nz \cdot dc \cdot z$$

$$tc = 111.565$$

$$Q := \frac{G \cdot Cpc(tc) \cdot (tk - tp)}{3.6} \quad q := \frac{Q}{F}$$

$$Rek := q \cdot \frac{L}{r(tgr) \cdot \rho l(tgr) \cdot \nu(tgr)}$$

$$q = 14.169$$

$$\alpha_{10} := \begin{cases} 0.925 \cdot \left[\left(\frac{\lambda(tgr)^3 \cdot \rho l(tgr) \cdot r(tgr) \cdot 9.81}{\nu(tgr) \cdot L \cdot q} \right)^{0.3333} \right] \cdot Rek^{0.053} & \text{if } Rek \leq 400 \\ \frac{Rek}{2300 + 41 \cdot Pr(tgr)^{-0.5} \cdot (Rek^{0.75} - 89)} \cdot \lambda(tgr) \cdot \left(\frac{9.81}{\nu(tgr)^2} \right)^{0.333} & \text{otherwise} \end{cases} \quad F = 178.038$$

$$\alpha_{10} = 8.507 \times 10^3$$

Коефіцієнт, що враховує вплив газів на тепловіддачу при конденсації. U

$$U := 0.8 \quad \alpha_1 := \alpha_{10} \cdot U$$

$$\alpha_1 = 6.806 \times 10^3$$

$$w := \frac{4 \cdot G}{\rho c(tc) \cdot 3.141 \cdot dv \cdot dz \cdot 3.6} \quad Re := w \cdot \frac{dv}{\nu c(tc)} \quad \xi_t := (1.82 \cdot \log(Re) - 1.64)^{-2}$$

$$\alpha_2 := \begin{cases} 0.023 \cdot Re^{0.8} \cdot Pr c(tc)^{0.4} \cdot \frac{\lambda c(tc)}{dv} & \text{if } Re \geq 10000 \\ \left[\frac{(Re - 1000) \cdot Pr c(tc) \cdot \frac{\xi_t}{8} \cdot \left[1 + \left(\frac{dv}{L} \right)^{0.666} \right]}{1 + 12.7 \cdot (Pr c(tc)^{0.666} - 1) \cdot \left(\frac{\xi_t}{8} \right)^{0.5}} \right] \cdot \frac{\lambda c(tc)}{dv} & \text{otherwise} \end{cases}$$

$w = 1.715$
 $Re = 1.735 \times 10^5$
 $\alpha_2 = 9.894 \times 10^3$

$$K_o := \left(\alpha_1^{-1} + \alpha_2^{-1} + \frac{\delta s}{\lambda s} \right)^{-1} \quad K := \begin{cases} \left(K_o^{-1} + \frac{\delta n}{\lambda n} \right)^{-1} & \text{if } \delta n > 0 \\ K_o \cdot \phi & \text{otherwise} \end{cases}$$

$K_o = 2.974 \times 10^3$
 $K = 2.677 \times 10^3$

$$NTU := K \cdot \frac{F \cdot 3.6 \cdot 10^{-3}}{G \cdot C p c(tc)} \quad \varepsilon := 1 - e^{-NTU} \quad tk := tp + (tgr - tp) \cdot \varepsilon$$

$NTU = 1.665$ $\varepsilon = 0.811$
 $tk = 114.068$

Витрата пари на підігрівник соку перед ВУ4 групи

$$E_{3pvu} := 1.02 \cdot Spvu \cdot C p c(tc) \cdot \frac{tk - tp}{r(tgr)}$$

$E_{3pvu} = 1.887$

Початкова та кінцева температура соку, відповідно

$$\delta tn := tgr - tk$$

$$tp = 105.78 \quad tk = 114.068$$

$$Tpvu3p := tp \quad Tpvu3k := tk \quad \Delta Tpvu3 := tk - tp$$

$$PVU3v3 := E_{3pvu} \Delta Tpvu3 = 8.282$$

$E_{3pvu} = 1.887$

Основні показники підігрівача ПВУ-3

1. Поверхня теплообміну, м²

2. Витрата соку, т/год

3. Швидкість соку в трубах, м/с

4. Коефіц. теплопередачі, Вт/м² К

5. Ефективність ТО

6. Т-ра гріюч. пари, С

7. Початков. т-ра соку, С

8. Кінцева т-ра соку, С

9. Витрата пари, %

$$\begin{pmatrix} 1 & F \\ 2 & G \\ 3 & w \\ 4 & K \\ 5 & \varepsilon \\ 6 & tgr \\ 7 & tp \\ 8 & tk \\ 9 & PVU3v3 \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} 1 & 178.038 \\ 2 & 255.875 \\ 3 & 1.715 \\ 4 & 2.677 \times 10^3 \\ 5 & 0.811 \\ 6 & 116 \\ 7 & 105.786 \\ 8 & 114.068 \\ 9 & 1.887 \end{pmatrix}$$

Підігрівач перед ВУ 5 групи ПВУ4

Гріюча пара - пара **2** корп ВУ $F = 178 \text{ м}^2$

Режимні параметри

Витрата соку, %, $Spvu1$

Витрата соку, G , т/год,

$$G := Spvu \cdot \frac{A}{24 \cdot 100}$$

$$G = 255.875$$

Температура нагрівної пари, t_{gr} , C

$$t_{gr} := t_2 - 2$$

$$t_{gr} = 123$$

Початкова температура дифузійного соку, t_p , C

$$t_p := t_k$$

$$t_p = 114.068$$

Геометричні параметри теплообмінника

Число секцій теплообмінника, Z

$$Z := 6$$

Число труб в одному ході теплообмінника, n_z

$$n_z := 60$$

Довжина труби, L , м

$$L := 5.0$$

внутрішній діаметр т-ної труби, d_v , м

$$d_v := 0.03 \quad d_z := 0.033$$

зовн. діаметр т-ної труби, d_z , м

$$\delta_s := 0.0015$$

товщина стінки труби, δ_s , м

середній діаметр т-ної труби, d_c , м

$$d_c := (d_v + d_z) \cdot 0.5 \quad d_c = 0.032 \quad \phi := 0.85$$

Задаємося температурою соку на виході із ТО

$$t_k := 121.7$$

$$\Delta t := \frac{t_k - t_p}{\ln\left(\frac{t_{gr} - t_p}{t_{gr} - t_k}\right)}$$

$$t_c := t_{gr} - \Delta t$$

$$t_c = 119.04$$

$$F := 3.14 \cdot L \cdot n_z \cdot d_c \cdot z$$

$$F = 178.038$$

$$Q := \frac{G \cdot C_{pc}(t_c) \cdot (t_k - t_p)}{3.6} \quad q := \frac{Q}{F}$$

$$Re_k := q \cdot \frac{L}{r(t_{gr}) \cdot \rho_l(t_{gr}) \cdot \nu(t_{gr})}$$

$$q = 12.305$$

$$\alpha_{10} := \begin{cases} 0.925 \cdot \left[\frac{\lambda(t_{gr})^3 \cdot \rho_l(t_{gr}) \cdot r(t_{gr}) \cdot 9.81}{\nu(t_{gr}) \cdot L \cdot q} \right]^{0.3333} \cdot Re_k^{0.053} & \text{if } Re_k \leq 400 \\ \frac{Re_k}{2300 + 41 \cdot Pr(t_{gr})^{-0.5} \cdot (Re_k^{0.75} - 89)} \cdot \lambda(t_{gr}) \cdot \left(\frac{9.81}{\nu(t_{gr})^2} \right)^{0.333} & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$\alpha_{10} = 9.006 \times 10^3$$

Коефіцієнт, що враховує вплив газів на тепловіддачу при конденсації. U

$$U := 0.8$$

$$\alpha_1 := \alpha_{10} \cdot U$$

$$\alpha_1 = 7.205 \times 10^3$$

$$w := \frac{4 \cdot G}{\rho_c(t_c) \cdot 3.141 \cdot d_v^2 \cdot n_z \cdot 3.6}$$

$$Re := w \cdot \frac{d_v}{\nu_c(t_c)} \quad \xi_t := (1.82 \cdot \log(Re) - 1.64)^{-2} \quad w = 1.726$$

$$Re = 1.866 \times 10^5$$

$$\alpha_2 := \begin{cases} 0.023 \cdot Re^{0.8} \cdot Pr_c(t_c)^{0.4} \cdot \frac{\lambda_c(t_c)}{d_v} & \text{if } Re \geq 10000 \\ \frac{\left[(Re - 1000) \cdot Pr_c(t_c) \cdot \frac{\xi_t}{8} \right] \cdot \left[1 + \left(\frac{d_v}{L} \right)^{0.666} \right]}{1 + 12.7 \cdot (Pr_c(t_c)^{0.666} - 1) \cdot \left(\frac{\xi_t}{8} \right)^{0.5}} \cdot \frac{\lambda_c(t_c)}{d_v} & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$\alpha_2 = 1.021 \times 10^4$$

$$K_o := \left(\alpha_1^{-1} + \alpha_2^{-1} + \frac{\delta_s}{\lambda_s} \right)^{-1} \quad K_w := \begin{cases} \left(K_o^{-1} + \frac{\delta_n}{\lambda_n} \right)^{-1} & \text{if } \delta_n > 0 \\ K_o \cdot \phi & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$K_o = 3.077 \times 10^3$$

$$K = 2.615 \times 10^3$$

$$NTU := K \cdot \frac{F \cdot 3.6 \cdot 10^{-3}}{G \cdot C_{pc}(t_c)} \quad \varepsilon := 1 - e^{-NTU}$$

$$t_k := t_p + (t_{gr} - t_p) \cdot \varepsilon$$

$$NTU = 1.622$$

$$t_k = 121.236$$

$$\varepsilon = 0.803$$

Витрата пари на підігрівник соку перед ВУ4

$$E_{2pvu} = 1.653$$

$$E_{2pvu} := 1.02 \cdot Sp_{vu} \cdot C_{pc}(t_c) \cdot \frac{t_k - t_p}{r(t_{gr})}$$

$$t_{pvu} := t_k$$

$$\delta t_n := t_{gr} - t_k$$

$$t_p = 114.068 \quad t_k = 121.236$$

Початкова та кінцева температура соку, відповідно

$$T_{pvu4p} := t_p \quad T_{pvu4k} := t_k \quad \Delta T_{pvu4} := t_k - t_p$$

$$PVU2vr := E2pvu$$

$$E2pvu = 1.653$$

$$\Delta T_{pvu4} = 7.168$$

Основні показники підігрівача ПВУ-4

1. Т-ра гріюч. пари, С
2. Початков. т-ра соку, С
3. Кінцева т-ра соку, С
4. Витрата пари, %

$$\begin{pmatrix} 1 & t_{gr} \\ 2 & t_p \\ 3 & t_k \\ 4 & E2pvu \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} 1 & 123 \\ 2 & 114.068 \\ 3 & 121.236 \\ 4 & 1.653 \end{pmatrix}$$

Основні показники підігрівача ПВУ-4

1. Поверхня теплообміну, м²
2. Число труб в одному ході, шт
3. Число ходів, шт
4. Довжина труб, м
5. Витрата соку, т/год
6. Швидкість соку в трубах, м/с
7. Коеф. загазованості гріюч. камери
8. Товщина накипу, або коефіц. викор.
9. Коефіц. теплопередачі, Вт/м² К
10. Ефективність ТО
11. Т-ра гріюч. пари, С
12. Початков. т-ра соку, С
13. Кінцева т-ра соку, С
14. Недогрів до т-ри пари, С
15. Степінь нагрівання соку, С
16. Тепловідпність, кВт
17. Витрата пари, %

$$\begin{pmatrix} 1 & F \\ 2 & nz \\ 3 & z \\ 4 & L \\ 5 & G \\ 6 & w \\ 7 & U \\ 8 & \phi \\ 9 & K \\ 10 & \epsilon \\ 11 & t_{gr} \\ 12 & t_p \\ 13 & t_k \\ 14 & \delta t_n \\ 15 & \Delta T_{pvu3} \\ 16 & Q \\ 17 & E2pvu \end{pmatrix} =$$

	0	1
0	1	178.038
1	2	60
2	3	6
3	4	5
4	5	255.875
5	6	1.726
6	7	0.8
7	8	0.85
8	9	2.615 · 10 ³
9	10	0.803
10	11	123
11	12	114.068
12	13	121.236
13	14	1.764
14	15	8.282
15	16	2.191 · 10 ³
16	17	1.653

Підігрівач перед ВУ 6 групи ПВУ4

Гріюча пара - пара **1** корп ВУ F = 178 м²

Режимні параметри

Витрата соку, %, S_{pvu1}

Витрата соку, G, т/год,

$$G := S_{pvu} \cdot \frac{A}{24 \cdot 100}$$

$$G = 255.875$$

Температура нагрівної пари, t_{gr} , С

$$t_{gr} := t_1 - 1$$

$$t_{gr} = 131$$

Початкова температура дифузійного соку, t_p , С

$$t_p := t_k$$

$$t_p = 121.236$$

Геометричні параметри теплообмінника

Число секцій теплообмінника, Z

$$Z := 8$$

Число труб в одному ході теплообмінника, nz

$$nz := 60$$

Довжина труби, L, м

$$L := 5.0$$

внутрішній діаметр т-ної труби, d_v , м
 зовн. діаметр т-ної труби, d_z , м
 товщина стінки труби, δ_s , м
 середній діаметр т-ної труби, d_c , м

$$\begin{aligned} d_v &:= 0.03 & d_z &:= 0.033 \\ \delta_s &:= 0.0015 \\ d_c &:= (d_v + d_z) \cdot 0.5 & d_c &= 0.032 & \phi &:= 0.9 \end{aligned}$$

Задаємося температурою соку на виході із ТО $t_k := 130.0$

$$\Delta t := \frac{t_k - t_p}{\ln\left(\frac{t_{gr} - t_p}{t_{gr} - t_k}\right)} \quad t_c := t_{gr} - \Delta t \quad t_c = 127.154$$

$$F := 3.14 \cdot L \cdot n_z \cdot d_c \cdot z$$

$$F = 237.384$$

$$Q := \frac{G \cdot C_{pc}(t_c) \cdot (t_k - t_p)}{3.6} \quad q := \frac{Q}{F} \quad Re_k := q \cdot \frac{L}{r(t_{gr}) \cdot \rho_l(t_{gr}) \cdot \nu(t_{gr})} \quad q = 10.633$$

$$\alpha_{10} := \begin{cases} 0.925 \cdot \left[\frac{\lambda(t_{gr})^3 \cdot \rho_l(t_{gr}) \cdot r(t_{gr}) \cdot 9.81}{\nu(t_{gr}) \cdot L \cdot q} \right]^{0.3333} \cdot Re_k^{0.053} & \text{if } Re_k \leq 400 \\ \frac{Re_k}{2300 + 41 \cdot Pr(t_{gr})^{-0.5} \cdot (Re_k^{0.75} - 89)} \cdot \lambda(t_{gr}) \cdot \left(\frac{9.81}{\nu(t_{gr})^2} \right)^{0.333} & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$\alpha_{10} = 9.558 \times 10^3$$

Коефіцієнт, що враховує вплив газів на тепловіддачу при конденсації. U

$$U := 0.8 \quad \alpha_1 := \alpha_{10} \cdot U \quad \alpha_1 = 7.646 \times 10^3$$

$$w := \frac{4 \cdot G}{\rho_c(t_c) \cdot 3.141 \cdot d_v^2 \cdot n_z \cdot 3.6}$$

$$Re := w \cdot \frac{d_v}{\nu_c(t_c)} \quad \xi_t := (1.82 \cdot \log(Re) - 1.64)^{-2} \quad w = 1.738$$

$$Re = 2.02 \times 10^5$$

$$\alpha_2 := \begin{cases} 0.023 \cdot Re^{0.8} \cdot Pr_c(t_c)^{0.4} \cdot \frac{\lambda_c(t_c)}{d_v} & \text{if } Re \geq 10000 \\ \frac{\left[(Re - 1000) \cdot Pr_c(t_c) \cdot \frac{\xi_t}{8} \right] \cdot \left[1 + \left(\frac{d_v}{L} \right)^{0.666} \right]}{1 + 12.7 \cdot (Pr_c(t_c)^{0.666} - 1) \cdot \left(\frac{\xi_t}{8} \right)^{0.5}} \cdot \frac{\lambda_c(t_c)}{d_v} & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$\alpha_2 = 1.055 \times 10^4$$

$$K_o := \left(\alpha_1^{-1} + \alpha_2^{-1} + \frac{\delta_s}{\lambda_s} \right)^{-1} \quad K_o := \begin{cases} \left(K_o^{-1} + \frac{\delta_n}{\lambda_n} \right)^{-1} & \text{if } \delta_n > 0 \\ K_o \cdot \phi & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$K_o = 3.187 \times 10^3$$

$$K = 2.868 \times 10^3$$

$$NTU := K \cdot \frac{F \cdot 3.6 \cdot 10^{-3}}{G \cdot C_{pc}(t_c)} \quad \varepsilon := 1 - e^{-NTU} \quad t_k := t_p + (t_{gr} - t_p) \cdot \varepsilon \quad NTU = 2.364$$

$$t_k = 130.082 \quad \varepsilon = 0.906$$

Витрата пари на підігрівник соку перед ВУ4

$$E_{1pvu} = 2.068 \quad E_{1pvu} := 1.02 \cdot Sp_{vu} \cdot C_{pc}(t_c) \cdot \frac{t_k - t_p}{r(t_{gr})}$$

$$t_{pvu} := t_k$$

$$\delta_{tn} := t_{gr} - t_k$$

Початкова та кінцева температура соку, відповідно

$$t_p = 121.236 \quad t_k = 130.082$$

$$T_{pvu5p} := t_p \quad T_{pvu5k} := t_k \quad \Delta T_{pvu5} := t_k - t_p$$

$$PVU_{1vr} := E_{1pvu}$$

$$E_{1pvu} = 2.068$$

$$\Delta T_{pvu5} = 8.846$$

Основні показники підігрівача ПВУ-5

1. Т-ра грійоч. пари, С
2. Початков. т-ра соку, С
3. Кінцева т-ра соку, С
4. Витрата пари, %

$$\begin{pmatrix} 1 & tgr \\ 2 & tp \\ 3 & tk \\ 4 & E_{pву} \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} 1 & 131 \\ 2 & 121.236 \\ 3 & 130.082 \\ 4 & 2.068 \end{pmatrix}$$

Підігрівач ПВУ-6 (ретурна пара)

$$E_{R_{pву}} := 1.02 \cdot S_{pву} \cdot C_{pc}(tc) \cdot \frac{t1 - tk + 0.2}{r(tgr)} \quad E_{R_{pву}} = 0.495$$

Інші споживачі сокової пари випарної установки

Витрата пари на нагрівання барометричної води, ПКП

Витрата барометричної води $S_{bv} = 0$ Початкова т-ра барометричної води $t_{vp} := 57$
 Витрата конденсату $Sk_{ond} = 60$ Т-ра конденсату $t_{kon1} = 66.198$
 $tvk := 65$ Т-ра нагрівної пари $tgr := t5 - 10$ $tgr = 91$

$$r(t) := (2503.91 - 2.498 \cdot tgr + 2.07 \cdot 10^{-3} \cdot tgr^2 - 1.823 \cdot 10^{-5} \cdot tgr^3) \cdot I := r(tgr) + 4.19 \cdot tgr \quad I = 2.661 \times 10^3$$

Витрата пари на підігрівач води на дифустановку, D_{pkr}

$$D_{pkr1} := \frac{S_{bv} \cdot [(tvk - t_{vp}) \cdot 4.2] + Sk_{ond} \cdot 4.2 \cdot (tvk - t_{kon1})}{I - 4.2 \cdot tvk}$$

$$D_{pkr} := \begin{cases} D_{pkr1} & \text{if } D_{pkr1} \geq 0 \\ 0 & \text{otherwise} \end{cases} \quad D_{pkr} = 0$$

(Працює тільки в пусковий період)

Витрата пари на нагрівання жомпресової води

Початкова т-ра жомпресової води $t_{zpr} = 72$ Витрата жомпресової води, % $S_{zpr} = 50$
 Кінцева т-ра жомпресової води $t_{zprk} := 72.0$
 Витрата пари на підігрівач жомпресової, D_{zpr} , % $C_{pc}(t_{zpr}) := 4.0$

$$D_{zpr} := S_{zpr} \cdot C_{pc}(t_{zpr}) \cdot \frac{(t_{zprk} - t_{zpr}) \cdot 1.02}{r(t3)} \quad D_{zpr} = 0$$

(В резерві)

Витрата пари на вакуум-апарати

Концентрація сиропу з ВУ (задеться з подальшим уточненням) $CP_{sir} := 66.7$

Витрата сиропу з ВУ після 5 корпусу, % $S_{sir} := S_{pву} \cdot \frac{CP_{pву}}{CP_{sir}} \quad S_{sir} = 29.886$

сік на клеровку сиропом $Sc_{ik} := 1$

Витрата води на клерування $G_{vkl} \quad G_{vkl} := 1$

$$S_{siro} := S_{sir} + S_{zсах} + Sc_{ik} + G_{vkl} \quad S_{siro} = 41.456$$

Витрата сиропу з ВУ після 5 корпусу + жовт. цукр, %

$$CP_{siro} := \frac{S_{sir} \cdot CP_{sir} + (S_{zсах} \cdot 99) + Sc_{ik} \cdot CP_{pву}}{S_{zсах} + S_{sir} + G_{vkl} + Sc_{ik}} \quad CP_{siro} = 71.33$$

Концентрація сиропу з ВУ після клерування сиропом (задеться з подальшим уточненням)

Сокові (водні) підкачки

$$wvp1 := 0.1 \quad wvp2 := 0.2 \quad wvp3 := 0.5$$

Витрата пари на В/А 1 продукту:

Навантаження забезпечується за рахунок механічного стискання пари з В/А 1 продукту.

$$Wva1Kom := \left[Ssiro \cdot \left(1 - \frac{CPsiro}{92.5} \right) + Spb1 \cdot \left(1 - \frac{CPpb1}{92.5} \right) \right] \cdot 1.07 + wvp1 \quad Wva1Kom = 11.536$$

Витрата пари на В/А 2 продукту

$$Wva2 := \left[Spz1 \cdot \left(1 - \frac{CPzp1}{93.5} \right) \right] \cdot 1.07 + wvp2 \quad Wva2 = 1.583$$

Витрата пари на В/А 3 продукту

$$Wva3 := \left[Spz2 \cdot \left(1 - \frac{CPpz2}{94} \right) \right] \cdot 1.07 + wvp3 \quad Wva3 = 1.258$$

Витрата пари на калорифер сушарки, сиропні та паточні ящики.
(гріюча пара - сокова пара 1 корпусу ВУ) (приймається без розрахунку)

$$\text{Витрата пари на калорифер сушарки,} \quad Dks := 0.3$$

Навантаження на нагрівання сиропу+клеровка

$$Ssir = 29.886$$

$$Esirop := (Ssir + Szcah + Spb1) \cdot 2.8 \cdot \frac{(85 - 78) \cdot 1.02}{r(t2)} \quad Esirop = 0.404$$

Визначення навантажень корпусів ВУ

Вихід пари на конденсатор

$$\text{Вихід пари на конденсатор -} \quad Dk \quad Dk := 1.85$$

Перепуск пари з 2 на 3 та з 3 на 4

$$\Delta E_{per} := 0 \quad \Delta E_{per3} := 0.0$$

Відбори вторинної пари з корпусів випарної установки без врахування пари самовипаровування

$$E1 := E1pvu \quad E1 = 2.068$$

$$E2 := E2pvu + Dks \quad E2 = 1.953$$

$$E3 := E3pvu \quad E3 = 1.887$$

$$E4 := E4pvu + E42s + Wva2 + Wva3 + Esirop + E4pd + Ddif4 \quad E4 = 7.884$$

$$E5 := Dpkr + E5pvu + E5pd + Ddif5 \quad E5 = 5.904$$

$$E6 := E6pd + Dk \quad E6 = 5.094$$

величини парів самовипаровування

(уточнюються після перерахунку)

$$e1 := 0.0 \quad e2 := 0.143 \quad e3 := 0.402 \quad e4 := 0.273 \quad e5 := 0.977 \quad (\text{Задані значення})$$

Навантаження корпусів випарної установки

$$\begin{aligned} W6 &:= E6pd + Dk & W6 &= 5.094 \\ W5 &:= W6 + E5 - e5 & W5 &= 10.02 \\ W4 &:= (W5 + E4) - e4 & W4 &= 17.631 \\ W3 &:= (W4 + E3) - e3 & W3 &= 19.116 \\ W2 &:= (W3 + E2) - e2 & W2 &= 20.926 \\ W1 &:= (W2 + E1) - e1 & W1 &= 22.994 \end{aligned}$$

$$\underline{W} := W1 + W2 + W3 + W4 + W5 + W6 \quad W = 95.782$$

$$\underline{W} := (E1) + 2 \cdot (E2 - e2) + 3 \cdot (E3 - e3) + 4 \cdot (E4 - e4) + 5 \cdot (E5 - e5) + 6E6 \quad W = 95.782$$

$$CP_{\text{sirVU}} := CP_{\text{pvu}} \cdot \frac{Sp_{\text{vu}}}{Sp_{\text{vu}} - W} \quad CP_{\text{sirVU}} = 73.724$$

Визначення фактичних величин парів самовипаровування.

(Перший індекс - номер корпусу (сокової пари), куди направлена парова відтяжка.

Другий індекс - номер корпусу (сокової пари), з якого перетікає конденсат.)

Деаератор підвищеного тиску

Конденсат 1 к., що поверт. із ТЕЦ

e2 - Пара самовипаровування з конденсату, що повертається з ТЕЦ

$$G_v := 0.5 \cdot W1$$

$$e_{21} := (W1 \cdot 0.5) \cdot 4.2 \cdot \frac{t1 - t2}{r(t2)} \quad \underline{e2} := e_{21} \quad e_{21} = 0.148$$

Зі збірника 2 конденсат у кількості $W2 + 0.5W1 - e2$ перетікає у збірник 3, утворюючи пару самовипаровування e3

$$e2 = 0.148$$

$$\underline{e3} := (W2 + 0.5 \cdot W1 - e2) \cdot 4.2 \cdot \frac{t2 - t3}{r(t3)} \quad e3 = 0.416$$

і збірника 3 конденсат у кількості $W3 + W2 + 0.5W1 - e2 - e3$ поступає на нагрівання зеленої та білої патоки, де охолоджується на 5 С.

e4 - Пара самовипаровування з конденсату $W3 + W2 + 0.5W1 - e2 - e3$ від температури t3-б (6 С на нагрівання парок)

$$\underline{e4} := (W2 + 0.5 \cdot W1 + W3 - e2 - e3) \cdot 4.2 \cdot \frac{t3 - t4 - 6}{r(t4)} \quad e4 = 0.282$$

e5 - Пара самовипаровування з конденсату $W3 + W2 + 0.5W1 + W4 - e2 - e3 - e4$ від температури t3 - t5

$$\underline{e5} := (W2 + 0.5 \cdot W1 + W3 + W4 - e2 - e3 - e4) \cdot 4.2 \cdot \frac{t4 - t5}{r(t5)} \quad e5 = 1.007$$

конденсат з останнього збірника №5

$$G5 := 0.5 \cdot W1 + W2 + W3 + W4 + W5 + W6 - e2 - e3 - e4 - e5 \quad G5 = 82.431$$

Фактичні (розрахункові уточнені) значення парів самовипаровування

$$e2 = 0.148$$

$$e3 = 0.416$$

$$e4 = 0.282$$

$$e5 = 1.007$$

Уточнена Продуктивність випарної установки по випареній волозі

$$W := (E1) + 2 \cdot (E2 - e2) + 3 \cdot (E3 - e3) + 4 \cdot (E4 - e4) + 5 \cdot (E5 - e5) + 6E6 \quad W = 95.544$$

$$CP_{\text{SirVU}} := CP_{\text{Pvu}} \cdot \frac{Sp_{\text{vu}}}{Sp_{\text{vu}} - W} \quad CP_{\text{SirVU}} = 73.082$$

Фактичні навантаження корпусів випарної установки

$$W6 := E6_{\text{pd}} + Dk \quad W6 = 5.094$$

$$W5 := W6 + E5 - e5 \quad W5 = 9.99$$

$$W4 := (W5 + E4) - e4 \quad W4 = 17.592$$

$$W3 := (W4 + E3) - e3 \quad W3 = 19.063$$

$$W2 := (W3 + E2) - e2 \quad W2 = 20.868$$

$$W1 := (W2 + E1) - e1 \quad W1 = 22.936$$

$$W := W1 + W2 + W3 + W4 + W5 + W6 \quad W = 95.544$$

$$(W1 + W2 + W3 + W4 + W5 + W6) = 95.544$$

$$S_{\text{SirVU}} := Sp_{\text{vu}} - W \quad CP_{\text{SirVU}} := CP_{\text{Pvu}} \cdot \frac{Sp_{\text{vu}}}{Sp_{\text{vu}} - W}$$

Витрата сиропу з ВУ на клерування $S_{\text{SirVU}} = 27.276$

Концентрація сиропу з ВУ на клерування $CP_{\text{SirVU}} = 73.082$

Клеровка жовтого цукру сиропом

Концентрація сиропу з клеровкою

$$CP_{\text{Siro}} := \frac{S_{\text{SirVU}} \cdot CP_{\text{SirVU}} + (S_{\text{Zcax}} \cdot 99) + S_{\text{Cik}} \cdot CP_{\text{Pvu}}}{S_{\text{Zcax}} + S_{\text{SirVU}} + G_{\text{vkl}} + S_{\text{Cik}}} \quad S_{\text{Zcax}} = 9.57$$

$$CP_{\text{SirVU}} = 73.082$$

сироп з клеровкою після ВУ

$$CP_{\text{Siro}} = 76.122$$

$$S_{\text{Sir}} := Sp_{\text{vu}} \cdot \left(\frac{CP_{\text{Pvu}}}{CP_{\text{SirVU}}} \right) + S_{\text{Zcax}} \cdot 0.99 \quad S_{\text{Sir}} = 36.75$$

Концентрації сиропу з корпусів випарної установки

$$CP1 := CP_{\text{Pvu}} \cdot \frac{Sp_{\text{vu}}}{Sp_{\text{vu}} - W1} \quad CP2 := CP_{\text{Pvu}} \cdot \frac{Sp_{\text{vu}}}{Sp_{\text{vu}} - W1 - W2}$$

$$CP3 := CP_{\text{Pvu}} \cdot \frac{Sp_{\text{vu}}}{Sp_{\text{vu}} - W1 - W2 - W3} \quad CP4 := CP_{\text{Pvu}} \cdot \frac{Sp_{\text{vu}}}{Sp_{\text{vu}} - W1 - W2 - W3 - W4}$$

$$CP5 := CP_{\text{Pvu}} \cdot \frac{Sp_{\text{vu}}}{Sp_{\text{vu}} - W1 - W2 - W3 - W4 - W5}$$

$$CP6 := CP_{pvu} \cdot \frac{Spvu}{Spvu - W1 - W2 - W3 - W4 - W5 - W6}$$

$$CP_{pvu} = 16.23 \quad CP1 = 19.957 \quad CP2 = 25.228 \quad CP3 = 33.249 \\ CP4 = 47.058 \quad CP5 = 61.582 \quad CP6 = 73.082$$

$$S1p := Spvu \quad S1k := Spvu - W1 \quad S2p := S1k \quad S2k := S2p - W2$$

$$S3p := S2k \quad S3k := S3p - W3 \quad S4p := S3k \quad S4k := S4p - W4 \quad S5p := S4k$$

$$S5k := S5p - W5 \quad S6p := S5k \quad S6k := S6p - W6$$

$$CP1p := CP_{pvu} \quad CP1k := CP1 \quad CP2p := CP1 \quad CP2k := CP2 \quad CP3p := CP2$$

$$CP3k := CP3 \quad CP4p := CP3 \quad CP4k := CP4 \quad CP5p := CP4 \quad CP5k := CP5$$

$$CP6p := CP5 \quad CP6k := CP6$$

$$Ddogr := Spvu \cdot Cpc(t1) \cdot \frac{t1 - tv_{pvu} + 0.1}{r(t1)}$$

$$Ddogr = 0.435$$

Таблиця №2

**Розподіл паровідборів із корпусів випарної
установки**

*Найменування
споживача
пари*

№ корпусу випарної установ.

№ корпусу випарної уст.

	1k	2k	3k	4k	5k	6k		1k	2k	3k	4k	5k	6k	
1.Під. ПДС 2 гр	0	0	0	0	0	E6pd)	0	0	0	0	0	3.244	
2.Під. ПДС 3 гр	0	0	0	0	E5pd	0		1	0	0	0	3.109	0	
3.Під. П2Сат	0	0	0	E42s	0	0		2	0	0	2.267	0	0	
4.Під. ПВУ 1 гр	0	0	0	0	E5pvu	0		3	0	0	0	1.945	0	
5.Під. ПВУ 2 гр	0	0	0	E4pvu	0	0		4	0	0	0	1.804	0	0
6.Під. ПВУ 3 гр	0	0	E3pvu	0	0	0		5	0	0	1.887	0	0	0
7.Під. ПВУ 4 гр	0	E2pvu	0	0	0	0		6	0	1.653	0	0	0	0
8.Під. ПВУ 5 гр	E1pvu	0	0	0	0	0		7	2.068	0	0	0	0	0
9.Диф.апарат	0	0	0	Ddif4	Ddif5	0		8	0	0	0	0.567	0.85	0
10.Вак-ап 2 пр.	0	0	0	Wva2	0	0		9	0	0	0	1.583	0	0
11.Вак-ап. 3 пр.	0	0	0	Wva3	0	0		10	0	0	0	1.258	0	0
12.Підігрю сир	0	0	0	Esirop	0	0		11	0	0	0	0.404	0	0
13.Калор. суш	0	Dks	0	0	0	0		12	0	0.3	0	0	0	0
14.Підігр. ПКП	0	0	0	0	Dpkr	0		13	0	0	0	0	0	0
15.Конденсатор	0	0	0	0	0	Dk		14	0	0	0	0	0	1.85
16.Сумарні відб.	E1	E2	E3	E4	E5	E6		15	2.068	1.953	1.887	7.884	5.904	5.094
17.Пари самов.	e1	e2	e3	e4	e5	0		16	0	0.148	0.416	0.282	1.007	0
							17							
							18							
							19							
							20							
							21							
							22							
							23							
							24							
							25							
							26							

Таблиця №3

**Витрати соку по випарним апаратам,
концентрації та парові навантаження .**

Найменування розрахунков. величин	№ корпусу випарної устан.						№ корпусу випарної установки					
	1k	2k	3k	4k	5k	6k	1k	2k	3k	4k	5k	6k
1. Витрата соку на ВА	Spvu	S2p	S3p	S4p	S5p	S6p	122.82	99.884	79.016	59.952	42.36	32.369
2. Витрата соку із ВА	S1k	S2k	S3k	S4k	S5k	S6k	99.884	79.016	59.952	42.36	32.369	27.276
3. Конц. соку. на ВА	CPpvu	CP2p	CP3p	CP4p	CP5p	CP6p	16.23	19.957	25.228	33.249	47.058	61.582
4. Конц. соку із ВА	CP1k	CP2k	CP3k	CP4k	CP5k	CP6k	19.957	25.228	33.249	47.058	61.582	73.082
5. Випар. волога	W1	W2	W3	W4	W5	W6	22.936	20.868	19.063	17.592	9.99	5.094

$$W = 95.544 \quad CPpvu = 16.23 \quad SsirVU = 27.276 \quad CPsirVU = 73.082 \quad CPsiro = 76.122$$

$$ТЕЦ P = 35 \quad tnn = 435$$

Питомі витрати пари на технологічний процес

$$r(t) := 2503.91 - 2.498 \cdot t + 2.07 \cdot 10^{-3} \cdot t^2 - 1.823 \cdot 10^{-5} \cdot t^3$$

Витрата пари на пропарку

$$Dprop := 0.1$$

1. Витрата пари на догрівання соку

у 1 корпусі ВУ

$$ERpvu = 0.495$$

1. Витрата пари на завод, %

$$Dtex := 1.01 \cdot W1 + Dprop + ERpvu$$

Ентальпія технол. пари кДж/кг 138 С

(по табл Вукал 2731,4

$$Igr(t) := 4.21 \cdot t + r(t)$$

$$Dtex = 23.761$$

Температура конденсату (середня),

що поступає на ТЕЦ,

$$tvoz1 := tret$$

$$Igr(tret) = 2.732 \times 10^3$$

температура в деаераторі

$$tvd := tret$$

Питома витрата УМОВНОГО ПАЛИВА на переробку буряків % (без ел.енерг)

$$Bv := (Dtex) \cdot \frac{Igr(tret) - 4.2(tret - 2)}{\eta_p \cdot 29320}$$

$$\eta_p := 0.92$$

$$Bv = 1.903$$

Питома витрата теплоти на переробку буряків, МДж/т.

$$Qv := Bv \cdot \frac{29300}{100}$$

$$Qv = 557.609$$

Питома витрата газу на вироблення теплової енергії на переробку буряків Ggaz, м3/тону (без ел.енерг)

$$GgazTEX := Bv \cdot \frac{10}{1.15}$$

$$GgazTEX = 16.549$$

Витрата пари на турбіну, Dtur

на забезпечення теплового навантаження %

Ентальпія перегрітої пари, що поступає на турбіну, Iпр, кДж/кг

при P = 40бар; t0=435 С

$$I_{pr} := 3305$$

Коефіцієнт відносної витрати пари після ОУ, you

$$you := 1.06$$

Питома витрата пари через турбину для забезпечення теплового навантаження на технологію, D_{tur} , %

$$D_{tur} := \frac{D_{tex}}{you} \quad D_{tur} = 22.416$$

Питома витрата умовного палива на вироблення теплової та електричної енергії парю, що поступає на технологічні потреби, B_{tv} %

$$B_{tv} := D_{tur} \cdot \frac{Inn - 4.2 \cdot (tvd - 2)}{\eta_p \cdot 29320} \quad B_{tv} = 2.272$$

Питома витрата природного газу на вироблення теплової та електричної енергії на технологічні потреби, G_{gazt} , м³/тонну при перепуску усієї пари через турбину.

$$G_{gazt} := \frac{B_{tv} \cdot 10}{1.15} \quad G_{gazt} = 19.755$$

Витрата пари з котлів на турбоустановку на технологічні потреби, т/год

$$D_{kot} := D_{tur} \cdot \frac{A \cdot 1.03}{24 \cdot 100} \quad D_{kot} = 48.101$$

Вироблення електричної енергії парю, що поступає на технологічні потреби, N , кВт

Ентальпія пари при ізентальпійному розширенні до тиску 3,6 бар, I_{na} , кДж/кг $I_{na} := 2734$

Відносний внутрішній ккд турбіни $\eta_{oi} := 0.75$ $P_s := 3.4134$

Електромеханічний ккд турбіни $\eta_{em} := 0.92$

При адіабатичному розширенні до тиску, що відповідає $t - i$ 138 С +0.1 бар

$$N := D_{kot} \cdot (Inn - I_{na}) \cdot \eta_{oi} \cdot \eta_{em} \cdot \frac{1}{3.6} \quad N = 5.264 \times 10^3$$

Питома витрата пари на 1 кВт потужності, кг/кВт $d := \frac{D_{kot} \cdot 10^3}{N} \quad d = 9.137$

ТЕЦ $P = 60$ $t_{nn} = 550$

Питомі витрати пари на технологічний процес

$$f(t) := 2503.91 - 2.498 \cdot t + 2.07 \cdot 10^{-3} \cdot t^2 - 1.823 \cdot 10^{-5} \cdot t^3$$

Витрата пари на пропарку $D_{prop} := 0.1$

1. Витрата пари на догрівання соку у 1 корпусі ВУ $ER_{pvu} = 0.495$

1. Витрата пари на завод, % $D_{tex} := 1.01 \cdot W1 + D_{prop} + ER_{pvu}$

Ентальпія технол. пари кДж/кг 138 С
(по табл Вукал 2731,4

$$I_{gr}(t) := 4.21 \cdot t + r(t)$$

$$Dt_{ex} = 23.761$$

Температура конденсату (середня),
що поступає на ТЕЦ,

$$t_{voz1} := tret$$

$$I_{gr}(tret) = 2.732 \times 10^3$$

температура в деаераторі $t_{vd} := tret$

**Питома витрата умовного палива на переробку
буряків % (без ел.енерг)**

$$B_v := (Dt_{ex}) \cdot \frac{I_{gr}(tret) - 4.2(tret - 2)}{\eta_p \cdot 29320} \quad \eta_p := 0.92$$

$$B_v = 1.903$$

Питома витрата теплоти на переробку буряків, МДж/т.

$$Q_v := B_v \cdot \frac{29300}{100} \quad Q_v = 557.609$$

**Питома витрата газу на вироблення теплової енергії на
переробку буряків G_{gaz} , м3/тонну (без ел.енерг)**

$$G_{gazTEX} := B_v \cdot \frac{10}{1.15} \quad G_{gazTEX} = 16.549$$

**Витрата пари на турбіну, D_{tur}
на забезпечення теплового навантаження %**

Ентальпія перегрітої пари, що поступає на турбіну, I_{in} , кДж/кг
при $P = 60$ бар; $t_0 = 550$ С

$$I_{in} := 3475$$

Коефіцієнт відносної витрати пари після ОУ, η_{ou}

$$\eta_{ou} := 1.07$$

**Питома витрата пари через турбіну для забезпечення
теплого навантаження на технологію, D_{tur} , %**

$$D_{tur} := \frac{Dt_{ex}}{\eta_{ou}} \quad D_{tur} = 22.207$$

**Питома витрата умовного палива на вироблення теплової та
електричної енергії парю, що поступає на технологічні потреби
, B_{tv} %**

$$B_{tv} := D_{tur} \cdot \frac{I_{in} - 4.2 \cdot (t_{vd} - 2)}{\eta_p \cdot 29320} \quad B_{tv} = 2.391$$

**Питома витрата природнього газу на вироблення теплової та
електричної енергії на технологічні потреби, G_{gazt} , м3/тонну при
перепуску усієї пари через турбіну.**

$$G_{gazt} := \frac{B_{tv} \cdot 10}{1.15} \quad G_{gazt} = 20.787$$

**Витрата пари з котлів на турбоустановку на технологічні
потреби, т/год**

$$D_{kot} := D_{tur} \cdot \frac{A \cdot 1.03}{24 \cdot 100} \quad D_{kot} = 47.651$$

Вироблення електричної енергії парю, що поступає на технологічні потреби, N , кВт

Ентальпія пари при ізентальпійному розширенні до тиску 3,6 бар, I_{na} , кДж/кг $I_{na} := 2775$

Відносний внутрішній ккд турбіни $\eta_{oi} := 0.75$

Електромеханічний ккд турбіни $\eta_{em} := 0.92$

При адіабатичному розширенні до тиску, що відповідає t -і 138 С +0.1 бар

$$N := D_{kot} \cdot (I_{nn} - I_{na}) \cdot \eta_{oi} \cdot \eta_{em} \cdot \frac{1}{3.6} \quad N = 6.393 \times 10^3$$

Питома витрата пари на 1 кВт потужності, кг/кВт $d := \frac{D_{kot} \cdot 10^3}{N} \quad d = 7.453$

Стиснення пари від тиску 20 кПа до тиску 105 кПа в 4 ступені з проміжним охолодженням

Тиски 20 35 50 65 120 Темпер. насичення 60 73 81,5 88 105

$$C_{nn} := 1.98$$

$$WVA1 := 11.536$$

$$Wva := 10.7$$

$$G_{gr} := \frac{A \cdot WVA1}{2400 \cdot 3.6} \quad G_{gr} = 6.676$$

1. ступінь поч 60 С

$$v1 := 7.91 \quad P1 := 20 \quad P2 := 35 \quad t1 := 60 \quad G1 := \frac{A \cdot Wva}{2400 \cdot 3.6} \quad V1 := G1 \cdot v1 \quad G1 = 6.192$$

$$T1 := 273.15 + t1 \quad T1 = 333.15 \quad n := 1.25 \quad V1 = 48.98$$

$$T2 := T1 \cdot \left(\frac{P2}{P1} \right)^{\frac{n-1}{n}} \quad T2 = 372.604 \quad t2 := T2 - 273.15 \quad t2 = 99.454$$

$$ts2 := 73 \quad tkond := ts2$$

$$\text{ентальпія пари насиченої для тиску } P2 \quad h_{nar2s} := r(ts2) + 4.2 \cdot ts2 \quad h_{nar2s} = 2.632 \times 10^3$$

$$\text{ентальпія пари після стискання} \quad h_{nar2} := h_{nar2s} + C_{nn} \cdot (t2 - ts2) \quad h_{nar2} = 2.684 \times 10^3$$

Охолоджуємо за рахунок розписення конденсату з температурою 73 С.

$$r(ts2) = 2.325 \times 10^3$$

температура насичення при тиску $P2 = 35$ кПа $ts2 = 73$ °С

$$\eta := 0.75$$

$$I_{\text{w}} := \frac{h_{\text{nar2}} - h_{\text{nar2s}}}{h_{\text{nar2s}} - 4.2 \cdot t_{\text{kond}}}$$

$$I = 0.023$$

$$G_{\text{kond}} := G1 \cdot \frac{h_{\text{nar2}} - h_{\text{nar2s}}}{h_{\text{nar2s}} - 4.2 \cdot t_{\text{kond}}}$$

$$N1 := \left(\frac{1}{\eta}\right) \left(\frac{n}{n-1}\right) \cdot P1 \cdot V1 \cdot \left[\left(\frac{P2}{P1}\right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] \quad \left(\frac{P2}{P1}\right) = 1.75$$

$$N1 = 773.403$$

$$G2 := G1 + G_{\text{kond}} \quad G2 = 6.332$$

$$Nv1 := N1$$

2. ступінь поч 73 C

$$Nv1 = 773.403$$

$$P1 := 35 \quad P2 := 50 \quad t1 := 73 \quad G1 := G2$$

$$v1 := 4.47$$

$$V1 := G1 \cdot v1 \quad G1 = 6.332$$

$$T1 := 273.15 + t1$$

$$T1 = 346.15 \quad n := 1.25$$

$$V1 = 28.302$$

$$T2 := T1 \cdot \left(\frac{P2}{P1}\right)^{\frac{n-1}{n}}$$

$$ts2 := 81.5$$

$$T2 = 371.745$$

$$t2 := T2 - 273.15$$

$$t2 = 98.595$$

$$t_{\text{kond}} := ts2$$

ентальпія пари насиченої для тиску P2

$$h_{\text{nar2s}} := r(ts2) + 4.2 \cdot ts2 \quad h_{\text{nar2s}} = 2.647 \times 10^3$$

ентальпія пари після стискання

$$h_{\text{nar2}} := h_{\text{nar2s}} + C_{\text{nn}} \cdot (t2 - ts2) \quad h_{\text{nar2}} = 2.68 \times 10^3$$

Охолоджуємо за рахунок розписення конденсату з температурою 81.5 C.

$$r(ts2) = 2.304 \times 10^3$$

температура насичення при тиску P2 = 50 кПа $ts2 = 81.5$ °C

$$\eta := 0.75$$

$$I_{\text{w}} := \frac{h_{\text{nar2}} - h_{\text{nar2s}}}{h_{\text{nar2s}} - 4.2 \cdot t_{\text{kond}}}$$

$$I = 0.015$$

$$G_{\text{kond}} := G1 \cdot \frac{h_{\text{nar2}} - h_{\text{nar2s}}}{h_{\text{nar2s}} - 4.2 \cdot t_{\text{kond}}}$$

$$N1 := \left(\frac{1}{\eta}\right) \left(\frac{n}{n-1}\right) \cdot P1 \cdot V1 \cdot \left[\left(\frac{P2}{P1}\right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] \quad \left(\frac{P2}{P1}\right) = 1.429$$

$$N1 = 488.295$$

$$G2 := G1 + G_{\text{kond}}$$

$$G2 = 6.425$$

$$Nv2 := N1$$

$$Nv2 = 488.295$$

3. ступінь поч 81.5 C

$$P1 := 50 \quad P2 := 65 \quad t1 := 81.5 \quad G1 := G2$$

$$v1 := 3.2$$

$$V1 := G1 \cdot v1 \quad G1 = 6.425$$

$$T1 := 273.15 + t1$$

$$T1 = 354.65 \quad n := 1.25$$

$$V1 = 20.559$$

$$T2 := T1 \cdot \left(\frac{P2}{P1}\right)^{\frac{n-1}{n}}$$

$$ts2 := 88$$

$$T2 = 373.756$$

$$t2 := T2 - 273.15$$

$$t2 = 100.606$$

$$tkond := ts2$$

ентальпія пари насиченої для тиску P2

$$hnar2s := r(ts2) + 4.2 \cdot ts2 \quad hnar2s = 2.657 \times 10^3$$

ентальпія пари після стискання

$$hnar2 := hnar2s + Cnn \cdot (t2 - ts2) \quad hnar2 = 2.682 \times 10^3$$

Охолоджуємо за рахунок розписення конденсату з температурою 81.5 C.

температура насичення при тиску P2 = 65 кПа ts2= 88 °C

$$\eta := 0.75$$

$$I := \frac{hnar2 - hnar2s}{hnar2s - 4.2 \cdot tkond}$$

$$I = 0.011$$

$$Gkond := G1 \cdot \frac{hnar2 - hnar2s}{hnar2s - 4.2 \cdot tkond}$$

$$N1 := \left(\frac{1}{\eta}\right) \left(\frac{n}{n-1}\right) \cdot P1 \cdot V1 \cdot \left[\left(\frac{P2}{P1}\right)^{\frac{n-1}{n}} - 1\right]$$

$$N1 = 369.194$$

$$\left(\frac{P2}{P1}\right) = 1.3$$

$$G2 := G1 + Gkond$$

$$G2 = 6.495$$

$$Nv3 := N1$$

4. ступінь поч 88 C

$$P1 := 65$$

$$P2 := 120$$

$$t1 := 88$$

$$G1 := G2$$

$$v1 := 2.4$$

$$V1 := G1 \cdot v1$$

$$G1 = 6.495$$

$$T1 := 273.15 + t1$$

$$T1 = 361.15$$

$$n := 1.25$$

$$V1 = 15.587$$

$$T2 := T1 \cdot \left(\frac{P2}{P1}\right)^{\frac{n-1}{n}}$$

$$ts2 := 105$$

$$T2 = 408.264$$

$$t2 := T2 - 273.15$$

$$t2 = 135.114$$

$$tkond := ts2$$

ентальпія пари насиченої для тиску P2

$$hnar2s := r(ts2) + 4.2 \cdot ts2 \quad hnar2s = 2.684 \times 10^3$$

ентальпія пари після стискання

$$hnar2 := hnar2s + Cnn \cdot (t2 - ts2) \quad hnar2 = 2.744 \times 10^3$$

Охолоджуємо за рахунок розписення конденсату з температурою 100 C.

температура насичення при тиску P2 = 120 кПа ts2= 105 °C

$$\eta := 0.75$$

$$I := \frac{hnar2 - hnar2s}{hnar2s - 4.2 \cdot tkond}$$

$$I = 0.027$$

$$Nv1 = 773.403$$

$$Gkond := G1 \cdot \frac{hnar2 - hnar2s}{hnar2s - 4.2 \cdot tkond}$$

$$Nv2 = 488.295$$

$$\underline{N1} := \left(\frac{1}{\eta}\right) \binom{n}{n-1} \cdot P1 \cdot V1 \cdot \left[\left(\frac{P2}{P1}\right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] \quad N1 = 881.163 \quad \left(\frac{P2}{P1}\right) = 1.846$$

$$\underline{G2} := G1 + Gkond \quad G2 = 6.667 \quad Nv4 := N1 \quad Nv3 = 369.194$$

$$\underline{N} := Nv1 + Nv2 + Nv3 + Nv4 \quad Nv4 = 881.163$$

$$N = 2.512 \times 10^3$$