

**Міністерство освіти і науки України
Національний університет харчових технологій
Інститут післядипломної освіти**

Штангесв К.О.

Рационалізація теплового господарства цукрових заводів

Навчальний посібник

Київ 2006

Рецензент: Савич А.Н., к.т.н., доцент, заступник директора УкрНДЦП по науковій роботі.

Рационалізація теплового господарства цукрових заводів

Навчальний посібник. – К.: ПІДО НУХТ, 2006, – 86 с.

У роботі викладено основні принципи і підходи до економії витрат тепла на технологічні потреби бурякоцукрового виробництва в сучасних умовах роботи цукрових заводів України.

Дано описання основних типів теплових схем, які нині використовуються на бурякоцукрових заводах і режимів їхньої роботи.

Наведено типовий баланс витрат тепла в бурякоцукровому виробництві і фактори, що визначають тепловтрати по окремих ділянках цукрового заводу.

Описано основні принципи зменшення витрат тепла на технологічні потреби, а також дано характеристику основних енергозберігаючих методів, що знайшли застосування в цукровому виробництві.

Наведено характеристику та теплотехнічну ефективність методів поточного регулювання концентрації сиропу.

Викладено методики спрощених розрахунків теплових схем і методів проведення їхніх випробовувань.

Автор К.О.Штангесв

Редактор Л.М. Випенська

© К.О. Штангесв

© ПІДО НУХТ, 2006

Київ

З М І С Т

ВСТУП	4
1. Теплові схеми цукрових заводів.....	6
2. Структура витрат тепла в технологічному процесі бурякоцукрового виробництва	25
2.1. Структура витрат теплової енергії у бурякопереробному відділенні.....	27
2.2. Витрата тепла в процесі очищення соку.....	30
2.3. Витрата тепла (пари) у продуктовому відділенні.....	34
3. Принципи зменшення витрат пари на технологічні потреби.....	40
3.1. Основні принципи економії пари в технологічному процесі бурякоцукрового виробництва.....	40
3.2. Класифікація енергозберігаючих заходів по принципу їхньої дії.....	41
3.3. Забезпечення необхідної концентрації сиропу.....	43
3.4. Ефективність методів регулювання концентрації сиропу із випарної установки.....	45
3.4.1. Застосування компресії вторинної пари випарної установки і зміна кількості стисненої пари.....	46
3.4.2. Зміна виходу пари з останнього корпусу випарної установки в конденсатор.....	48
3.4.3. Зміна величини використання тепла вторинних джерел – ВЕР.....	50
3.4.4. Зміна тиску гріючої пари першого корпусу випарної установки.....	53
3.4.5. Переключення обігріву споживачів на пару іншого корпусу випарної установки або підключення (відключення) додаткових підігрівників.....	54
3.4.6. Використання перепусків пари між корпусами випарної установки.....	56
3.4.7. Подача води в збірник перед випарною установкою.....	57
3.5. Умови підвищення кратності випаровування випарної установки.....	57
5. Використання спрощених розрахунків теплових схем цукрових заводів.....	66
6. Поточні випробовування теплової.....	72
схеми цукрового заводу.....	72
6.1. Випробовування випарної установки.....	72
6.2. Випробовування підігрівників.....	75
Список використаної літератури.....	77
Контрольні питання.....	80

ВСТУП

Опщадливе використання паливно-енергетичних ресурсів (ПЕР), поряд з раціональним використанням сировини і допоміжних матеріалів, має вирішальне значення для підвищення ефективності переробки цукрових буряків.

Рівень питомих витрат ПЕР при виробництві цукру значною мірою визначає його собівартість і конкурентноспроможність [1,2].

Світове підвищення цін на паливо в 70-х рр. призвело до значного скорочення питомих витрат ПЕР у цукровому виробництві, насамперед, у країнах Західної Європи. В цих країнах за останні 20 років питомі витрати палива скоротилися, практично, у два рази, а на кращих бурякоцукрових заводах величина комплексної питомої витрати умовного палива досягла значень 2,2...2,5 % до маси буряків (до м.б.) [3].

Цьому досягненню сприяли тверда законодавча політика держав в сфері енергозбереження й охорони навколишнього середовища, а також наявність розвиненого машинобудування і приладобудування, висококваліфікованих технічних і наукових кадрів, планове ведення господарства, стабільне фінансове становище підприємств, концентрація виробництва і широка міждержавна інтеграція [3].

Апробовані передові підходи до вирішення проблеми енергозбереження сьогодні почали широко впроваджуватися у світі як на бурякоцукрових заводах, так і на заводах з переробки цукрової тростини.

Для цукрових заводів України світовий досвід з енергозбереження й удосконалення теплових схем і теплообмінного обладнання вельми актуальний, оскільки в силу соціально-економічних потрясінь вони істотно відстали в цій області. Питомі витрати умовного палива на бурякоцукрових заводах України, як правило, складають 6...7 % до м.б. Лише на деяких цукрових заводах досягнуто величини питомих витрат палива 3,8...4,5% до м.б. (Чортківський, Слутський і деякі інші цукрові заводи). Розрахунки і досвід експлуатації окремих заводів показують, що питома витрата пари на переробку буряка може бути знижена до 29...32 % до м.б. [4-6].

У даній роботі розглядаються енергозберігаючі заходи й основні принципи вдосконалення теплових схем бурякоцукрових заводів на сучасному етапі розвитку технології і техніки.

Викладені принципи протягом багатьох років розроблялися в теплоенергетичному відділі Всесоюзного НДІ цукрової промисловості (тепер

Український НДІ цукрової промисловості), а також у БВУЗах, спеціалізованих організаціях і знайшли своє відображення в роботах М.Л. Вайсмана, В.Н. Гороха, А.А. Князева, Н.Ю. Тобилевича, Н.А.Прядка й інші дослідників [1-13].

Теплові схеми цукрових заводів досить складні за своєю структурою і мають велику кількість зворотних зв'язків, що ускладнює їхню раціоналізацію. Раціоналізація теплових схем вимагає впровадження енергозберігаючих заходів, найбільш ефективних для конкретних умов роботи цукрового заводу. Оскільки всі цукрові заводи мають відмінності в технологічному оформленні, відрізняються за умовами роботи, якістю сировини, одні й ті самі заходи на різних підприємствах можуть мати відмінності за величиною ефективності економії енергоресурсів. У деяких випадках впровадження енергозберігаючих заходів може давати збільшення витрат ПЕР.

Тому єдиних шаблонів по підвищенню ефективності теплових схем цукрових заводів не може бути, однак існують загальні принципи і підходи до раціоналізації теплових схем. Вибір конкретних рішень вимагає зважування та всебічної оцінки прийнятих рішень.

Дана робота спрямована на висвітлення загальних принципів і підходів до економії витрат тепла на технологічні потреби бурякоцукрового виробництва. Автор сподівається, що вони стануть в нагоду для фахівців бурякоцукрового виробництва.

1. Теплові схеми цукрових заводів

Теплова схема бурякоцукрового заводу являє собою енерготехнологічний комплекс, що за допомогою трубопроводів поєднує все тепловикористуюче технологічне і теплове обладнання. Вона виконує одночасно чотири основні функції і повинна забезпечити при мінімальних витратах тепла [9]:

- згущення соку до заданого вмісту сухих речовин сиропу при мінімальних втратах цукру і наростанні кольоровості сиропу;
- нагрівання води і цукрових розчинів (соків і сиропів) на різних ділянках бурякоцукрового виробництва до температур, що відповідають вимогам технологічного процесу;
- уварювання утфелів, кристалізацію і сушіння цукру;
- надійний відвід і збір конденсатів із паровикористовуючого обладнання, постачання ТЕЦ конденсатами для живлення парогенераторів, а також забезпечення технологічних потреб цукрового виробництва гарячою водою.

Центральне місце в тепловій схемі бурякоцукрового заводу за значенням виконуваних функцій, складності і вартості займає багатокорпусна випарна установка (БВУ), що складається з окремих випарних апаратів (або декількох об'єднаних) – корпусів. Очищений сік повинен бути згущений у випарній установці від початкової концентрації 10...16 % вмісту сухих речовин (СР) до 65...75 % СР. Свіжа пара з ТЕЦ має подаватися тільки на обігрів першого корпусу випарної установки. Другий корпус обігрівається вторинною парою I корпусу, III — вторинною парою II корпусу і т.д. З останнього корпусу сокова пара може також направлятися в конденсатор [9, 14-17].

Багаторазове використання теплоти пари в БВУ має велике значення для ощадливого використання теплової енергії в цукровому виробництві. Саме в цукровій промисловості цей метод і був вперше апробований в середині XIX століття.

У випарних апаратах знаходиться рідина при температурі кипіння. Пара надходить в гріючу камеру з температурою на 5...10 °С, вище за температуру кипіння розчину. Цей температурний перепад необхідний для подолання теплових опорів і забезпечення тепловіддачі від пари до киплячого розчину. Оскільки величини теплоти фазового переходу гріючої і

вторинної пари є досить близькими, то можливо вважати, що 1 кг гріючої пари випаровує 1 кг води із розчину.

Для багаторазового використання тепла у випарній установці необхідно, щоб температура кипіння соку знижувалася від I корпусу до останнього, що забезпечується різницею тисків у надсоковому просторі апаратів. При однократному використанні пари й умові випаровування у випарній установці 100 кг води до маси буряків на це треба було б витратити не менш 100 кг пари. При дворазовому випаровуванні кількість пари на випаровування 100 кг води в два рази менша (50 кг); при триразовому – 33 кг; при чотириразовому – 25 кг, а при п'ятикратному – 20 кг.

Відношення кількості випареної в БВУ води (W) до витрати гріючої пари на перший корпус (D) називається кратністю випаровування - m :

$$m = \frac{W}{D} \quad (1.1)$$

Чим вище кратність випаровування БВУ, тим меншу кількість гріючої пари необхідно подавати на перший корпус випарної установки, тобто чим вище кратність випаровування, тим економічнішим буде згущення соку у випарній установці.

У цукровому виробництві використовуються БВУ з відбором пари по корпусах на сторонні технологічні споживачі. Паровідбори з корпусів БВУ зменшують величину кратності випаровування. Так, вторинна пара, відібрана з першого корпусу випарює воду лише в одному ступені, тобто для цієї частини пари кратність випаровування буде становити тільки одиницю. Для частини пари, відібраної із другого корпусу кратність випаровування буде дорівнювати двом, і т.ін. Відповідно до часток паровідборів і в залежності від номера корпусу БВУ, з якого відбирається вторинна пара, і буде знижуватися кратність випаровування випарної установки в цілому.

Однак це не означає, що застосування БВУ з відборами вторинної пари по корпусах недоцільне. Якщо на цукровому заводі застосувати випарну установку без паровідборів із проміжних корпусів, то для випаровування 100 % води до м.б. у п'ятикорпусній випарній установці ($N = 5$), буде потрібно подати на перший корпус 20 % до м.б. пари з ТЕЦ. Однак при цьому для забезпечення технологічних споживачів буде потрібно також близько 40...45 % до м.б. пари з ТЕЦ. Так, загальне споживання пари із ТЕЦ досягне 60...65 % до м.б.

При застосуванні відборів вторинної пари з корпусів можливо спроектувати БВУ таким чином, щоб обігрівати технологічні споживачі

цукрового заводу вторинною парою тільки із корпусів випарної установки. Тоді на перший корпус БВУ буде необхідно подавати пару в кількості 40...45 % до м.б. і стільки ж (у сумі) вторинної пари буде відбиратися по корпусах для забезпечення технологічних споживачів. При цьому кратність випаровування БВУ зменшиться з 5 до 2,22...2,5. Однак така теплова схема цукрового заводу буде економічнішою, оскільки для роботи заводу буде потрібно пари з ТЕЦ в кількості 40...45 % до м.б. замість 60...65 % до м.б. як у попередньому випадку.

На цукрових заводах України теплові схеми базуються на п'ятикорпусних випарних установках з використанням або без використання вторинної пари останнього (п'ятого) корпусу для нагрівання соку, барометричної води й інших потреб [9,14]. В останньому випадку п'ятий корпус називається концентратором. Обігрів вакуум-апаратів здійснюється, як правило, вторинною парою 2-го корпусу БВУ. Для нагрівання соку застосовуються кожухотрубні підігрівники. Формально до них відносяться у тому числі секційні (пвидкісні підігрівачі), останнім часом на ряді заводів стали застосовуватися більш ефективні пластинчаті підігрівачі і теплообмінники.

Основним елементом теплової схеми (рис. 1.1) є випарна установка, яка складається з чотирьох корпусів і концентратора або з п'яти корпусів 4, 5, 6, 7, 8. Сульфітований сік подають насосом через підігрівники 1, 2, 3 у перший корпус 4 випарної установки. Проходячи послідовно через всі корпуси, сік за рахунок випаровування з нього води згущується і вже у вигляді сиропу насосом 9 відкачується із останнього корпусу. Сироп у суміші з клеровкою жовтого цукру подають на сульфитацію, потім насосом 10 через підігрівник 11 – на фільтрування, звідки його направляють у збірник перед вакуум-апаратами.

Якщо в схемі передбачено міжкорпусну фільтрацію, то сироп після четвертого корпусу насосом 12 направляють на сульфитацію, де змішують із клеровкою жовтого цукру, сульфітують і після фільтрування насосом 13 подають у п'ятий корпус БВУ або концентратор, звідки згущений до заданого вмісту сухих речовин сироп насосом 9 подають у збірник перед вакуум апаратами.

Для обігріву першого корпусу і підігрівників перед БВУ використовується технологічна пара, яка є сумішшю відпрацьованої пари парових турбін і редукованої гострої пари із парових котлів. Технологічна пара в паровому колекторі повинна бути перегріта на 20...50°C у порівнянні із температурою насичення для даного тиску.

При виникненні труднощів у роботі заводу (переробки ушкодженого буряку, порушенням оптимального режиму на дільницях екстракції й очищення соку, через низький темп роботи випарної установки, і т.ін.) перегрів пари не повинний перевищувати 10...20°C.

З метою підвищення стійкості і теплової економічності роботи БВУ при випаровуванні більшої, аніж розрахункова, кількості води, у тепловій схемі може бути передбачене використання термокомпресорної установки для стиснення вторинної пари першого корпусу до тиску гріючої пари першого корпусу. У цьому разі гостра пара з парогенераторів використовується як робоча у пароструминних (механічних) компресорах. Стиснута пара на виході із компресорів зволожується перед надходженням у паровий колектор або гріючу камеру випарного апарату.

Вторинна пара, що утвориться під час випаровування води із соку в першому, другому, третьому і четвертому корпусах БВУ, використовують для обігріву наступних корпусів БВУ, підігрівників та інших споживачів відповідно до прийнятого розподілу пари.

Вторинну пару останнього корпусу БВУ використовують у пароконтактних підігрівниках 14 для нагріву жомпресової і живильної води для дифузійної установки, а решту вторинної пари направляють у конденсатор 15, з якого неконденсуючі гази відкачують вакуум-насосом 16. Конденсат вторинної пари із останнього корпусу та вакуум-апаратів (туфельна пара) у суміші із охолоджуючою водою (т.з. барометрична вода) гравітаційно відводиться у збірник барометричної води.

Конденсати з апаратів, що використовують пару, відводять у збірники конденсату (гідравлічні колонки 17), де вони групуються за принципом рівних тисків. Конденсат відпрацьованої і вторинної пари першого корпусу БВУ відкачують насосами 18 у ТЕЦ без зниження температури при наявності деаераторів підвищеного тиску і з температурою не вище 104...107°C, якщо деаератори працюють під атмосферним тиском. В останньому випадку температуру конденсатів знижують у збірниках-випаровувачах або гідравлічних колонках за рахунок відведення пари самовипаровування у гріючу камеру відповідного корпусу (на ступінь нижче). Надлишок конденсату, що повертається із ТЭЦ, подається в збірник (гідравлічну колонку) конденсату третього корпусу.

Конденсати вторинної пари другого, третього і четвертого корпусів проходять послідовно через збірники (гідравлічні колонки) відповідних корпусів, потім направляються до збірника конденсату останнього корпусу 19, а з нього, через теплообмінник дифузійного або преддефекованого соку,

відкачуються насосом 20 до заводського збірника конденсатів (аміачний ящик), звідкільа використовуються для технологічних потреб.

Неконденсуючі гази із гріючих камер випарних апаратів, підігрівників і вакуум-апаратів відводять:

а) з камер, що працюють під тиском гріючої пари вище атмосферного, через регулюючі вентиля в атмосферу;

б) з камер, що працюють під атмосферним тиском або розрідженням, через регулюючі вентиля в спеціальний трубопровід-колектор, що з'єднується з барометричним конденсатором.

Типовий температурний режим чотирьохкорпусної з концентратором випарної установки наведено у табл. 1.1. [9,14] :

Таблиця 1.1

Типовий температурний режим чотирикрупсної з концентратором випарної установки

Параметри	Корпуси випарної установки				
	1	2	3	4	Концент- ратор
Температура гріючої пари °С	132,0	124,5	115,0	101,0	84,0
Тиск гріючої пари, атм.	2,92	2,33	1,72	1,07	0,57
Температура кипіння соку, °С	126,0	117,0	104,5	89,0	68,4
Корисна різниця температур, °С	6,0	7,5	10,5	12,0	15,6
Температурна депресія, °С	0,5	1,0	2,5	4,0	3,4
Температура вторинної пари, °С	125,5	116,0	102,0	85,0	65,0
Тиск вторинної пари, ата	2,41	1,78	1,11	0,59	0,25

Примітка: Температура пари в сепараційних пристроях і паропроводах між корпусами БВУ знижується на 1 °С.

Відповідно до температурного режиму, а також виходячи з прийнятої різниці температур між температурою гріючої пари і температурою соку на виході з підігрівників - 9...10 °С, рекомендується наведений в табл. 1.2 розподіл гріючої пари чотирикрупсної випарної установки, що забезпечує досягнення оптимальних показників її роботи [9].

Розподіл гріючої пари при чотирикорпусної з
концентратором випарній установці

Найменування споживачів	Гріюча пара
Парові камери похилого дифузійного апарата	Вт. пара 3-го корп.
Підігрівники циркуляційного соку	Вт. пара 3-го корп.
Підігрівники бапшового і поперечного потоку	Вт. пара 3-го корп.
Пароконтактні підігрівники жомопресової води	Вт. пара 4-го корп.
Підігрівники преддефектованого або дифузійного соку	
1 групи	Конденсат
2 групи.	Вт. пара 4-го корп.
3 групи	Вт. пара 3-го корп.
Підігрівники соку перед 1-ю фільтрацією	Вт. пара 3-го корп.
Підігрівники соку перед 2-ю сатурацією	
1 групи	Вт. пара 3-го корп.
2 групи	Вт. пара 2-го корп.
Підігрівники соку перед випарною установкою	
1 групи	Вт. пара 2-го корп.
2 групи	Вт. пара 1-го корп.
3 групи	Технологічний
Підігрівники густого сиропу	Вт. пара 3-го корп.
Збірники сиропу перед вакуум-апаратами	Вт. пара 1-го корп.
Вакуум-апарати 1-й, 2-й і 3-й кристалізації	Вт. пара 2-го корп.
Пропарювання вакуум-апаратів	Вт. пара 1-го корп.
Збірники відтоків продуктового відділення	Технологічна
Сушка цукру	Технологічна

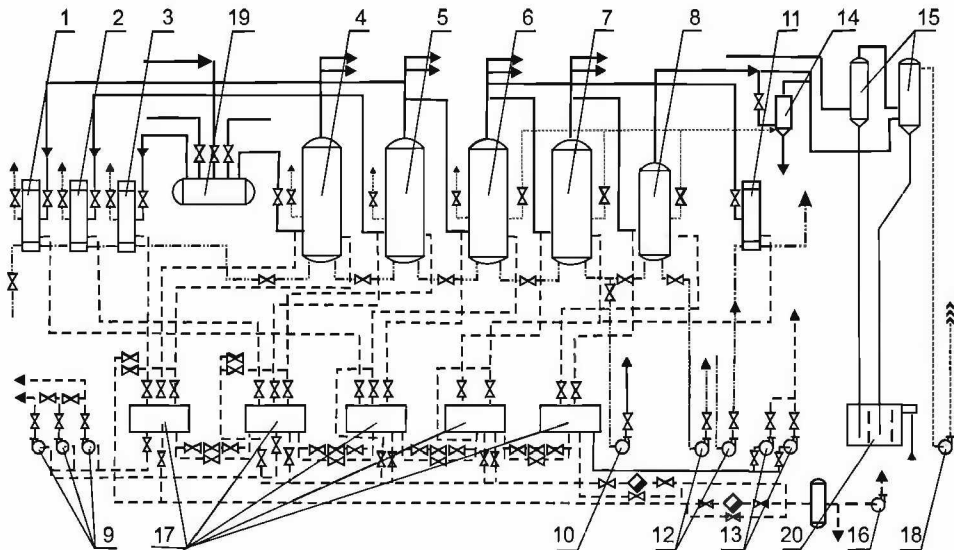


Рис. 1.1. Принципова тепла схема випарної установки:

1,2,3,11 – підігрівачі; 4-8 корпуси випарної установки; 9,10,12,13,16 насоси; 14 – пароконтактний підігрівач; 15 – конденсатор; 17 – збірники конденсату; 18 – вакуум-насос; 19 – збірник ретурної пари; 20 – барометричний ящик.

Відведення конденсатів із парових камер підігрівників і дифузійних установок, розташованих на значній відстані від випарної установки, рекомендується робити на окремі конденсатні збірники з подачею конденсату насосом, у залежності від місцевих умов, у збірник або гідравлічну колонку випарної установки з приблизно рівною температурою, або безпосередньо в збірник надлишкових конденсатів (аміачних вод) заводу.

Таблиця 1.3.

Нормативні питомі поверхні теплообміну чотирикорпусної з концентратором випарної установки (на 100 т добової продуктивності) [27]

Умови	Корпуса БВУ					Усього
	1	2	3	4	Кц	
Температура гріючої пари, 138 °С	65	95	60	25	20	265
Температура гріючої пари, 132 °С	85	95	60	25	20	285

Випарна установка комплектується, в основному, випарними апаратами з природною циркуляцією. Одинична площа поверхні теплообміну випарних апаратів складає від 300 до 3000 м². Апарати 300...1000 м² виготовляє Сніжнянський машинобудівний завод, а апарати марки А2-ППВ-1180, 1500, 1800, 2120, 2360, 3000 - Смілянський машинобудівний завод. За даними промислових випробовувань випарні апарати з природною циркуляцією як вітчизняної, так і зарубіжних конструкцій задовольняють вимогам технологічного процесу і мають приблизно однакову питому теплопродуктивність і питому витрату металу (за однакових умов роботи).

В умовах бурякоцукрового виробництва при випаровуванні води із соку у випарних апаратах на внутрішній поверхні гріючих труб відкладається шар накипу, який призводить до поступового зменшення коефіцієнта теплопередачі. Для підтримки продуктивності БВУ на потрібному рівні виникає необхідність збільшувати корисну різницю температур на кожному з корпусів випарної установки за рахунок підвищення параметрів технологічної пари і пониження тиску і температури вторинної пари останнього корпусу. Зазначений вище головний і хвостовий способи

регулювання теплопродуктивності мають певні обмеження параметрів: тиску технологічної пари (протитиску парової турбіни), температури кипіння соку в першому корпусі випарної установки і тиску (розрідження) у концентраторі. Отже, постійна продуктивність випарної установки за кількістю випареної води може підтримуватися лише протягом деякого часу. Її подальша робота призводить до зменшення концентрації сухих речовин у сиропі із випарної установки і значному збільшенню витрати тепла (пари) на технологічні потреби виробництва. Тому при зниженні концентрації сиропу нижче певної межі випарна установка повинна бути зупинена для очищення поверхні теплообміну від накипу, тобто на "виварку випарки".

Дуже важливим для цукрової промисловості заходом є розробка і широке впровадження більш досконалих теплових схем, що дозволяє істотно зменшити витрати тепла, у т.ч. за рахунок ефективного використання низькопотенційного тепла утфельної пари і надлишкових, понад потреби ТЕЦ конденсатів.

При проектуванні теплових схем бурякоцукрових заводів прагнуть створити такий розподіл вторинної пари випарної установки між окремими споживачами, при якому кількість води, що випаровується із соку в БВУ, була б рівна необхідному для згущення соку до заданого (нормативного) вмісту сухих речовин сиропу ($СР_{сир}$) без виходу пари з останнього корпусу в конденсатор. При тепловій схемі з чотирикорпусною випарною установкою з концентратором це досягається лише при виконанні існуючих технологічних нормативів, роботі заводу в суворо розрахунковому режимі, без використання для нагрівання технологічних продуктів тепла утфельної пари й обмеженого використання тепла надлишкових конденсатів. Справа в тім, що при використанні цього тепла для нагрівання, наприклад, дифузійного або преддефекованого соку зменшується відбір вторинної пари випарної установки та відповідно знижується $СР_{сир}$ і збільшується витрата пари на уварювання утфелю у вакуум-апаратах 1-й кристалізації.

Аналіз результатів балансових випробувань теплового господарства великої кількості бурякоцукрових заводів, а також варіантних розрахунків теплових схем свідчить, що для ефективного використання низькопотенційного тепла утфельної пари і надлишкових аміачних конденсатів випарна установка повинна мати можливість регулювання кількості випареної води відповідно до вмісту сухих речовин у сиропі. Необхідно, щоб випарна установка мала потенційну можливість

випаровування необхідної кількості води, яка надходить у випарну установку. Це може бути досягнуто при одночасному застосуванні на випарній установці усіх відомих способів збільшення її випаровуючої здатності, а система автоматичного регулювання повинна забезпечити підтримку необхідної величини $CP_{\text{сир}}$ шляхом присадки технологічної пари до вторинної пари 1-го корпусу і перепуску вторинної пари між корпусами БВУ. Можуть знайти застосування й інші системи автоматичного регулювання випарної установки.

Відомі і застосовуються на вітчизняних і зарубіжних заводах різні методи, що сприяють збільшенню кількості випареної води (див. підрозділ 3.3 та 3.4).

На ряді цукрових заводів СНД і Західної Європи для підвищення теплової економічності випарної установки застосовується підвищений температурний режим, що дозволяє використовувати для нагрівання і варки утфелів вторинну пару корпусів випарної установки з більшим порядковим номером, аніж це передбачено при чотирикорпусній випарній установці з концентратором. Такий температурний режим є прогресивним, однак він має певні технологічні обмеження [9, 11].

Для оцінки впливу підвищеного температурного режиму на наростання кольоровості і розкладання цукру при випаровуванні були проведені багаторічні виробничі дослідження. Встановлено, що при ритмічній роботі заводу з переробки буряків нормальної якості підвищення температури кипіння соку в 1-у корпусі випарної установки, укомплектованої апаратами з природною циркуляцією, до 130...132 °С не дає видимого негативного впливу на технологічні показники процесу випаровування – наростання кольоровості і розкладання цукру. При переробці буряку погіршеної якості необхідне зниження температури кипіння соку в першому корпусі до 126 °С.

На підставі цих досліджень запропоновано і після виробничої перевірки рекомендовано до широкого впровадження більш прогресивну теплову схему з п'ятикорпусною випарною установкою без концентратора з підвищеним температурним режимом. Ця теплова схема була реалізована і випробувана на Яготинському цукровому заводі ім. Ілліча НВО "Цукор" [7,9,11].

Таблиця 1.4

Температурний режим п'ятикорпусної випарної установки
без концентратора

Параметри	Корпус випарної установки				
	I	II	III	IV	V
Температура гріючої пари, °C	136,0	127,5	119,0	110,0	99,0
Корисна різниця температур, °C	7,0	6,5	7,0	8,0	8,5
Температура кипіння соку, °C	129,0	121,0	112,0	102,0	90,5
Фізико-хімічна депресія, °C	0,5	1,0	1,0	2,0	4,0
Температура вторинної пари, °C	128,5	120,0	111,0	100,0	86,5

Примітка: Температура пари в сепараційних пристроях і паропроводах між корпусами БВУ знижується на 1 °C.

- При виборі раціонального розподілу гріючої пари ґрунтувалися на таких положеннях: відпрацьована пара турбін і ретурна пара використовуються для обігріву 1 корпусу БВУ і підігрівника соку перед БВУ останньої групи;
- клеровочна міпалка жовтого цукру, калорифер сушарки цукру в залежності від місцевих умов і балансу пари обігріваються відпрацьованою парою або вторинною парою 1-го чи 2-го корпусів БВУ;
- інші споживачі тепла використовують як теплоносії вторинну пару БВУ, конденсат або утфельну пару.

Параметри пари для нагрівання вибираються, виходячи з величини недогріву соку до температури гріючої пари (різниці температур гріючої пари і заданої технологічним регламентом температури нагрівання рідини): 10°C при нагріванні в поверхневих підігрівниках і 3...5 °C при нагріванні в пароконтактних підігрівниках. Для нагрівання соку застосовується також конденсат при різниці його температури і заданої технологічним регламентом температури нагрівання соку не менше 15 °C.

Конденсати з тепловикористуючої апаратури відводяться на гідравлічні колонки або збірники.

Для живлення парогенераторів використовується весь конденсат відпрацьованої (ретурної) пари і частина конденсату вторинної пари 1 корпусу БВУ в кількості, необхідній для чистоконденсатного водно-хімічного режиму їхньої роботи. Сумарна кількість конденсату, що повертається в ТЕЦ, повинна покривати всі потреби в живильній воді парогенераторів, що складає приблизно 115...120 % від парової продуктивності котельні. Температура конденсатів, що повертаються в ТЕЦ при деаераторах підвищеного тиску відповідає середньомасовій температурі суміші неохолоджених у заводі конденсатів, а при деаераторах атмосферного типу приймається на вході в деаератор 104...107 °С. При цьому конденсати проохолоджуються за рахунок самовипаровування або нагрівання соку в теплообмінниках перед БВУ.

Конденсати вторинної пари 3 і 4 корпусів БВУ, а також надлишок конденсату вторинної пари 1 і 2 корпусів (понад потреби ТЕЦ) направляються послідовно по гідравлічних колонках або збірниках до збірника конденсату останнього корпусу, з якого через теплообмінник преддефекованого соку відкачується в збірник надлишкових конденсатів (збірник аміачної води). Частина зібраних конденсатів використовується на заводі для промивання фільтраційного обладнання й інших технологічних потреб, а інша частина конденсату після охолодження до 67 °С при нагріванні дифузійного або преддефекованого соку використовується для живлення дифузійних установок.

Вихід пари в конденсатор у розрахунковому режимі відсутній. Щодо запобігання виходу пари в конденсатор з 5-го корпусу при необхідності випаровування води в кількості, що перевищує розрахункову, передбачається компресія вторинної пари БВУ.

Завдяки переносу паровідборів з перших корпусів на наступні зменшується час перебування соку в зоні високих температур, що за інших однакових умов зменшує розкладання цукру і наростання кольоровості соку при випаровуванні.

Для розрахунку теплової схеми цукрового заводу з п'ятикорпусною БВУ без концентратора приймаються такі вихідні умови, що відбивають існуючий рівень техніки, технології й організації виробництва переробки буряків:

система енергопостачання цукрового заводу — комбінована; вироблення теплової й електричної енергії здійснюється на власній ТЕЦ і

мається зв'язок з енергосистемою для отримання електроенергії в невикористаний період;

параметри пари парогенераторів ТЕЦ:

тиск – 40 кгс/см²; температура перегрітої пари - 450 °С;

тиск відпрацьованої пари після турбіни – 4 кгс/см²;

деаератори - атмосферні або підвищеного тиску;

цукристість бурякової стружки – 17,5 %;

чистота дифузійного соку – 88 %;

тип дифузійних установок – безперервної дії: похилі, колонні або ротаційні;

відкачка дифузійного соку становить 120 % до м.б.;

живлення дифузійної установки здійснюється жомопресою водою (60 %) і сульфитованим конденсатом (40 % до м. в.);

схема очищення дифузійного соку дається в двох варіантах: типова з прогресивною переддефекацією і комбінованою холодно-гарячою основною дефекацією, поверненням на переддефекацію згущеної суспензії соку 1-ї сатурації при застосуванні листових фільтрів-згущувачів або відгазованного соку 1 сатурації при застосуванні відстійників;

вміст сухих речовин у соку, що надходить у перший корпус БВУ, складає 13,93 %;

вміст сухих речовин у сиропі з БВУ дорівнює 70 % (застосовується міжкорпусна, після 4 корпусу сульфитація і фільтрування сиропу разом із клеровкою жовтого цукру, що надходить із вмістом сухих речовин 65 %);

схема уварювання утфелів - трикристалізаційна;

уварювання утфелю проводиться без застосування водяних або сокових розкачувань для розчинення кристалічної «муки».

Згідно із зазначеними умовами кількість продуктів, температурний режим у виробничому процесі і розподіл гріючої пари для типової схеми очищення дифузійного соку з прогресивною переддефекацією - у табл. 1.5, а для схеми очищення дифузійного соку з гарячою переддефекацією - у табл. 1.6. [7,11]

Таблиця 1.5

Споживачі тепла	Кількість продукту	Межі нагріву, °С		Джерела тепла, пари (корпус випарної установки)
	в % до маси буряків	від	до	
При похилих дифузійних установках				
Парові камери дифузійного апарату			72	III
Підігрівачі дифузійного соку перед переддефекатором	120	30	47	Утфельна пара
Підігрівачі соку перед дефекатором:				
I група	141,5 ¹⁾ 221,5	47	65 ²⁾	Конденсат
II група	141,5 ¹⁾ 221,5	65 ²⁾	75	V
III група	141,5 ¹⁾ 221,5	75	90	IV
Підігрівач фільтрованого соку 1 сатурації				
I група	132,3	82	87	IV
II група	132,3	87	95	III
При колонних дифузійних установках				
Підігрівач циркулюючого соку	300	73	80	IV
Підігрівачі переддефекованого соку:				
I група	141,5 ¹⁾ 221,5	45	65 ²⁾	Конденсат
II група	141,5 ¹⁾ 221,5	65 ²⁾	80	V
III група	141,5 ¹⁾ 221,5	80	90	IV
Підігрівач фільтрованого соку 1 сатурації				
I група	132,3	82/84 ³⁾	87/88 ³⁾	IV
II група	132,3	87/88 ³⁾	92	III
При ротаційних дифузійних установках				
Підігрівач циркулюючого соку	500	72	80	IV
Підігрівачі переддефекованого соку:				
I група	141,5 ¹⁾ 221,5	45	65 ²⁾	Конденсат
II група	141,5 ¹⁾ 221,5	65 ²⁾	80	V
III група	141,5 ¹⁾ 221,5	80	90	IV
Підігрівач фільтрованого соку 1 сатурації				
I група	132,3	82/84 ³⁾	87/88 ³⁾	IV
II група	132,3	87/88 ³⁾	92	III
При всіх типах дифузійних установок				
Пароконтактний підігрівач баро- метричної води (при недостатчі	10	45	70	V

конденсатів)				
Пароконтактний підігрівач жомо-пресової води (з регенеративним циклом)	60	60	85	IV
Підігрівачі соку перед випарною установкою				
I група	125,6	90	100	III ⁴⁾
II група	125,6	100	110	II
III група	125,6	110	120	I
IV група	125,6	120	129	Відпрацьована пара
Збірники сиропу перед вакуум-апаратами	40,3	75	85	II
Вакуум-апарати I, II, III продукту				II ⁵⁾
Збірники відтоків	25,1	55	85	Відпрацьована пара, II ⁵⁾
Клеровочна мішалка				Відпрацьована пара
Пропарка вакуум-апаратів				II
Сушка цукру				Відпрацьована пара, I, II ⁶⁾
Інші споживачі				Відпрацьована пара, I, II ⁴⁾

Примітки.

- 1) в чисельнику вказано кількість соку при поверненні згущеної суспензії, а в знаменнику — при поверненні соку 1 сатурації;
- 2) уточнюється по балансу тепла з конденсатом, що надходить у теплообмінник;
- 3) вказана температура прийнята при роботі з відстійниками. В цьому разі також нагрівається нефільтрований сік 1 сатурації в підігрівачі перед відстійниками від 85 до 90 °С;
- 4) при деаераторах атмосферного типу слід використовувати для обігріву конденсат відпрацьованої пари, який направляється на живлення парових котлів;
- 5) при застосуванні вакуум-апаратів з вимушеною циркуляцією використовується вторинна пара III корпусу;
- 6) приймається один з вказаних гріючих парів з урахуванням місцевих умов.

Розподіл гріючої пари й межі нагріву продуктів на заводі при схемі очистки соку з гарячою переддефекацією

Таблиця 1.6.

Споживачі тепла	Кількість продукту	Межі нагріву, °С		Джерела тепла, пари (корпус випарної установки)
	в % до маси буряків	від	до	
При похилих дифузійних установках				
Парові камери дифузійного апарату			70	III
Підігрівачі дифузійного соку:				
I група	120	30	47	Утфельна пара

Споживачі тепла	Кількість продукту в % до маси буряків	Межі нагріву, °C		Джерела тепла, пари (корпус випарної установки)
		від	до	
II група	120	47	65 ¹⁾	Конденсат
III група	120	65 ¹⁾	80	V
IV група	120	80	90	IV
Підігрівач фільтрованого соку 1 сатурації				
I група	133	82	90	IV
При колонних дифузійних установках				
Підігрівач циркулюючого соку	300	73	80	IV
Підігрівачі дифузійного соку:				
I група	120	45	65 ¹⁾	Конденсат
II група	120	65 ¹⁾	80	V
III група	120	80	90	IV
Підігрівач соку 1 сатурації перед фільтруванням	133	85	90	IV
При ротаційних дифузійних установках				
Підігрівач циркулюючого соку	500	72	80	IV
Підігрівачі дифузійного соку:				
I група	120	45	65 ¹⁾	Конденсат
II група	120	65 ¹⁾	80	V
III група	120	80	90	IV
Підігрівач соку 1 сатурації перед фільтруванням	133	85	90	IV
Підігрівач соку 1 сатурації перед фільтруванням	133	85	90	IV
При всіх типах дифузійних установок				
Пароконтактний підігрівач барометричної води (при недостатці конденсатів)	10	45	70	V
Пароконтактний підігрівач жомопресової води (з регенеративним циклом)	60	68	85	IV
Підігрівачі соку перед II сатурацією:				
I група	127,9	85	90	IV
II група	127,9	90	102	III
Підігрівачі соку перед випарною установкою				
I група	125,6	90	100	III ²⁾
II група	125,6	100	110	II
III група	125,6	110	120	I

Споживачі тепла	Кількість продукту	Межі нагріву, °С		Джерела тепла, пари (корпус випарної установки)
	в % до маси буряків	від	до	
IV група	125,6	120	129	Відпрацьована пара
Збірники сиропу перед вакуум- апаратами	40,3	75	85	II
Вакуум-апарати I, II, III продукту				II ³⁾
Збірники відтоків	25,1	55	85	Відпрацьована пара, II ⁴⁾
Клеровочна мішалка				Відпрацьована пара
Пропарка вакуум-апаратів				II
Сушка цукру				Відпрацьована пара, I, II ⁴⁾
Інші споживачі				Відпрацьована пара, I, II ⁴⁾

Примітки:

- 1) уточнюється по балансу тепла з конденсатом, що надходить у теплообмінник;
- 2) при деаераторах атмосферного типу слід використовувати для обігріву конденсат відпрацьованої пари, який направляється на живлення парових котлів;
- 3) при застосуванні вакуум-апаратів з вимушеною циркуляцією використовується вторинна пара III корпусу;
- 4) приймається один з вказаних гріючих парів з урахуванням місцевих умов.

Витрата пари на технологічні потреби залежить від типу дифузійної установки, схеми очищення соку, концентрації сиропу з БВУ, використання утфельної пари для нагрівання дифузійного соку і застосування термокомпресорних установок для стиснення вторинної пари БВУ.

При відкачуванні соку на виробництво з похилої дифузійної установки, температура якого 30 °С, витрата пари на технологічні потреби при концентрації сиропу з БВУ 70% СР (з міжкорпусною, між 4 і 5 корпусами, сульфитацією і фільтрацією сиропів) – 40...41 % до м.б.;

при використанні утфельної пари для нагрівання дифузійного соку (застосовується термокомпресорна установка для стиснення вторинної пари БВУ з метою досягнення концентрації сиропу 70 % СР) – 38... 39 % до м.б.

При відкачуванні соку на виробництво з колонної і ротаційної дифузійних установок, температура якого складає 45-50 °С, витрати пари на технологічні потреби дорівнюють % до м.б.:

Схема очищення:

з гарячою переддефекацією.....41.0

з прогресивною переддефекацією і застосуванням для фільтрування соку 1 сатурації фільтрів-згущувачів 41,5

з прогресивною переддефекацією, застосуванням відстійників і вакуум-фільтрів для фільтрування соку 1 сатурації..... 45.0

З урахуванням можливого підвищення кількості соку, що надходить у БВУ, у порівнянні з нормативними, як наслідок погіршення якості буряків, так і відхилень від рекомендованого оптимального технологічного режиму питомі площі поверхні нагріву п'ятикорпусних установок наведено в табл. 1.7 [7].

Таблиця 1.7.

Рекомендовані питомі площі поверхні теплообміну п'ятикорпусних БВУ, $\text{м}^2/(100 \text{ т буряка})$

Тип дифузійної установки, схема очищення	Корпус БВУ					Для всієї БВУ
	I	II	III	IV	V	
Колонна і ротаційна без предошпарювача для всіх схем очищення соку	80	90	70	70	40	350
Похила: с гарячою переддефекацією	80	90	70	60	40	340
типова з прогресивною холодною переддефекацією	80	90	70	70	50	360
теж з використанням утфельної пари і термокомпресора	90	110	50	50	30	330

Теплова схема на базі п'ятикорпусної БВУ без концентратора з підвищеним температурним режимом у порівнянні з тепловою схемою з чотирьохкорпусною БВУ з концентратором забезпечує, у порівняннях умовах, більш високу концентрацію сиропу, підвищення кратності випаровування за рахунок перенесення паровідборів вторинної пари на корпуси з більшим порядковим номером. Внаслідок цього скорочується час перебування соку в зоні підвищених температур, зменшується розкладання цукру і наростання кольоровості сиропу, а також повніше використовується

низькопотенційне тепло конденсатів і утфельної пари в технологічному процесі, що приводить до зменшення витрат теплової енергії на виробничі потреби без погіршення технологічних показників соку, що згущується.

Велике значення для перенесення паровідборів на останні корпуси має забезпечення необхідної площі поверхні підігрівачів. Рекомендовані розрахункові питомі поверхні підігрівачів та теплообмінників з урахуванням коефіцієнта нерівномірності їх роботи 1,15 для різних технологічних схем очищення соку, в $\text{м}^2/100 \text{ т}$ добової продуктивності заводу наведено в табл. 1.8 [7].

Таблиця 1.8.

Найменування	Схеми очистки соку		
	з гарячою переддефекацією	з прогресивною переддефекацією і відстійниками	з прогресивною переддефекацією і фільтрами-згущувачами
Підігрівачі циркуляційного соку	15,0	15,0	15,0
Теплообмінники жомпресової води регенеративного циклу	1,0	1,0	1,0
Теплообмінники дифузійного або переддефекованого соку, 1 група	8,0	13,0	7,0
Підігрівачі дифузійного або переддефекованого соку			
2 група	17,0	25,0	16,0
3 група	17,0	25,0	16,0
Підігрівачі соку перед 1 фільтрацією	1,7	—	—
Підігрівачі соку перед II сатурацією			
1 група	2,0	1,4	1,4
2 група	1,2	1,0	1,0
Підігрівачі перед випарною установкою			
1 група	2,6	2,6	2,6
2 група	2,8	2,8	2,8
3 група	3,1	3,1	3,1
4 група	3,0	3,0	3,0

2. Структура витрат тепла в технологічному процесі бурякоцукрового виробництва

Тепло в бурякоцукровому виробництві витрачається на проведення технологічних процесів – випаровування води із соку, уварювання утфелів, нагрівання стружки для проведення дифузійного процесу, нагрівання соків у процесі очищення, а також на компенсацію втрат тепла [18].

Типовий тепловий баланс бурякоцукрового заводу України подано у таблиці 2.1.

Таблиця 2.1.

	Найменування показника	Величина ¹ , Мкал/т б.	Частка тепла, %
Прихід тепла			
1	Гріюча пара із ТЕЦ	351,28	71,98
2	Буряк	9,00	1,84
3	Барометрична вода	40,42	8,28
4	Вапняне молоко і сатураційний газ	14,86	3,04
5	Електроенергія	18,28	3,74
6	Повернення конденсату із ТЕЦ	35,00	7,17
7	Повернення жомпресової води	19,21	3,94
	УСЬОГО	488,04	100,00
Витрата тепла			
1	Конденсат у ТЕЦ	115,20	23,60
2	Конденсат в аміачний збірник	61,38	12,58
3	Жом віджатий	32,98	6,76
4	Цукор	2,88	0,59
5	Фільтраційний осад	5,18	1,06
6	Пара на конденсатор (весь)	126,00	25,82
7	Аспірація	1,50	0,31
8	Тепловтрати через поверхню обладнання та трубопроводів	113,94	23,35
9	Тепловтрати при 1 сатурації	17,70	3,63
10	Тепловтрати при 2 сатурації	6,92	1,42
11	Сульфатація води	2,53	0,52
12	Сульфатація соку	1,35	0,28
13	Сульфатація сиропу	0,48	0,10
	УСЬОГО	488,04	100,00

¹ Розрахована як величина ентальпії (віднесена до 0 °С)

Окремі статті витрат тепла розраховані по величинах ентальпій відповідних потоків бурякоцукрового заводу. Причому тут враховані також і рецикли тепла. Так, прихід тепла з барометричною водою містить у собі частину витрат тепла в конденсатори і тепло внесене з холодною водою, яка подається в конденсатори. Повернення надлишку конденсату з ТЕЦ також є рециклом теплової енергії. Теплота, внесена з вапняним молоком, включає також тепло, внесене з аміачною водою, яка використовується при гашенні вапна.

Як випливає з наведених даних, основна кількість теплової енергії (практично $\frac{3}{4}$ від загальної кількості) вводиться в технологічний процес з гірною парою із ТЕЦ. Теплота, внесена з електроенергією та за рахунок реакції вапна з вуглекислим газом, є частиною теплоти палива, витраченого в ТЕЦ на вироблення електроенергії й у вапняно-випалювальній печі при виробництві вапна і сатураційного газу.

З витрат тепла найбільшими є втрати з паром, що направляється в конденсатори із вакуум-апаратів та останнього корпусу випарної установки. Досить істотними є також втрати тепла через зовнішні поверхні обладнання і трубопроводів, а також з конденсатом, який направляється до збірника надлишкових конденсатів (аміачний ящик) і, практично, не використовується у технологічному процесі. У той же час повернення конденсату в ТЕЦ не є прямими втратами тепла для комплексу цукровий завод – ТЕЦ, оскільки його тепло використовується при виробленні пари в парогенераторах.

Слід зазначити, що даний розподіл приходу теплової енергії і, особливо, величини статей його витрат є усередненими. В залежності від конкретних умов роботи заводу окремі статті витрат можуть істотно змінюватися. Так, при роботі з сиропами низької концентрації можуть досить істотно зрости втрати тепла з паром, що направляється в конденсатори.

Погіршення теплової ізоляції і зниження продуктивності заводу призводить до збільшення частки втрат тепла від зовнішніх поверхонь обладнання і трубопроводів. Зміна температурного режиму технологічних процесів також може змінити величини тепловтрат за окремими статтями та у навколишнє середовище.

2.1. Структура витрат теплової енергії у бурякопереробному відділенні.

Основні витрати тепла у бурякопереробному відділенні пов'язані із необхідністю нагрівання стружки від початкової температури буряка ($-5 \dots +15^\circ\text{C}$) до температури дифузійного процесу $68 \div 72^\circ\text{C}$. У загальному вигляді тепловий баланс дифузії складає [18]:

$$S_b c_b t_b + D_{np} i_n + D_{диф} r + S_{жв} c_{жв} t_{жв} = S_{від} c_{від} t_{від} + S_{жс} c_{жс} t_{жс} + Q_{emp}, \quad (2.1)$$

де: S_b , $S_{жв}$, $S_{від}$, $S_{жс}$ – витрати, відповідно, буряка, живильної води, відкачки дифузійного соку і вихід сирого жому, % до м.б.;

t_b , $t_{жв}$, $t_{від}$, $t_{жс}$ – температури, відповідно, буряка, живильної води, відкачки дифузійного соку і сирого жому, $^\circ\text{C}$;

c_b , $c_{жв}$, $c_{від}$, $c_{жс}$ – масові теплосмості, відповідно, буряка, живильної води, відкачки дифузійного соку і сирого жому, $\text{ккал}/(\text{кг} \cdot ^\circ\text{C})$;

D_{np} , $D_{диф}$ – витрати пари на продувку ножів бурякорізок і на обігрів дифузійного апарату або нагрівання циркуляційного соку, % до м.б.;

i_n – ентальпія пари, що витрачається на продувку ножів, $\text{ккал}/\text{кг}$;

r – теплота конденсації гріючої пари, $\text{ккал}/\text{кг}$;

Q_{emp} – втрати тепла в навколишнє середовище.

Ліва частина в рівнянні 2.1 показує статті приходу теплової енергії, а права – статті витрати теплової енергії в дифузійному процесі. З цих витрат:

- витрата тепла з жомом складає $45 \dots 50\%$ від загальної величини;
- витрата тепла з відкачкою дифузійного соку – $35 \dots 46\%$;
- втрати в навколишнє середовище – $9 \dots 15\%$.

З наведених витрат безповоротними є лише втрати тепла в навколишнє середовище. Витрата тепла з відкачкою дифузійного соку є відносною втратою, оскільки це тепло не виводиться з технологічного процесу, а тільки переходить з дифузійного відділення у відділення очищення соку. Однак бажано проводити дифузійний процес таким чином, щоб температура відкачки дифузійного соку була, по можливості, нижчою, оскільки це дає можливість повніше використовувати низькопотенційні вторинні джерела тепла цукрового заводу (тепло утфелльної пари, конденсатів і випар із сатураторів), а також дозволяє підвищити кратність випаровування в БВУ.

Найбільшу частину втрат можуть складати витрати тепла із сирым жомом. Вони досягають 75...85 % від кількості тепла, яке було витрачене на нагрівання стружки до температури дифузійного процесу. В еквіваленті гріючої пари з ТЕЦ це складає 7,3...10,6 % до м.б. Якщо сирий жом направляється в жомову яму, все це тепло цілком втрачається і для того, щоб забезпечити необхідний температурний режим дифузійного процесу потрібно ці втрати компенсувати. З метою зменшення цих втрат тепло доцільно проводити віджим жому в пресах і повернення жомопресової води в дифузійний процес. Пресування жому доцільно як з технологічної точки зору, оскільки дозволяє зменшити втрати цукру в жомі, так і з теплотехнічної, оскільки дозволяє знизити втрати тепла з жомом у 1,5...5 разів у залежності від ступеня віджиму жому в пресах.

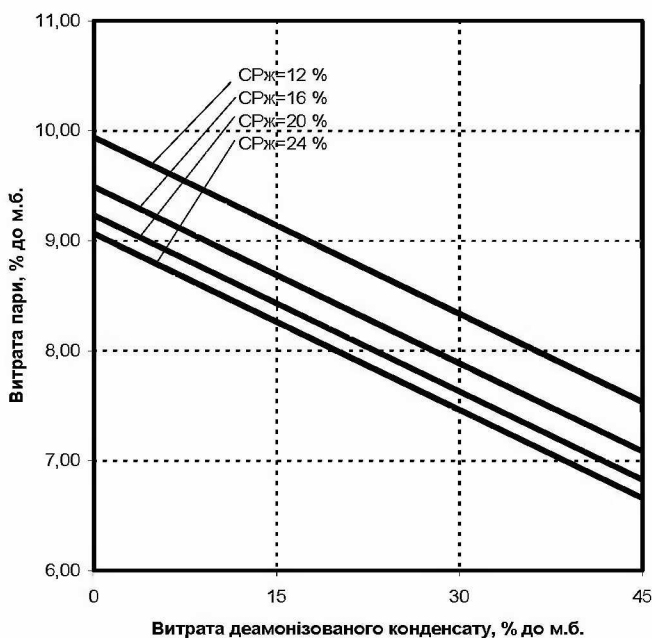


Рис. 2.1. Залежність витрати пари на дифузійну установку від величини використання конденсату і жомопресової води.

Найбільше введення тепла в дифузійний процес відбувається з живильною водою – 67...73 % від загальної величини. Або в еквіваленті гріючої пари 13...15 % до м.б. – що складає майже третину всієї кількості

пари, що подається із ТЕЦ на цукровий завод. Якщо для живлення дифузійної установки використовується барометрична вода, то до 55...65% цієї кількості теплової енергії надходить за рахунок використання тепла утфельної пари (вторинної пари вакуум-апаратів). Але при всіх умовах температура барометричної води (45...55 °C) нижче за температуру дифузійного процесу і її необхідно нагрівати, витрачаючи вторинну пару із випарної установки в кількості 4...6 % до м.б.

Повернення жомопресової води дозволяє зменшити ці витрати, але найбільший теплотехнічний ефект дає використання деамонізованих конденсатів зі збірника конденсату останнього корпусу випарної установки. Звичайно цей конденсат має температуру на рівні 80-90 °C та його не тільки не потрібно нагрівати – необхідно забезпечити його охолодження шляхом використання частини його тепла в технологічному процесі.

Сукупний вплив кількості використання деамонізованих конденсатів і жомопресової води на витрату пари для проведення дифузійного процесу наведено на рис.2.1.

Окремо стоїть питання використання пари для продування ножів бурякорізок. Для забезпечення одержання якісної стружки необхідно очищати ножі бурякорізок. Ручне очищення не є надійним та ефективним. Для цього передбачене очищення ножів шляхом продування стисненим повітрям. Але на ряді цукрових заводів його заміняють редукованою парою, або навіть гострою парою безпосередньо із парогенераторів. Продування ножів бурякорізок парою – це додаткові витрати пари і нагрівання стружки перед дифузійним апаратом. Витрати пари на продування ножів вітчизняних відцентрових бурякорізок за різних тисків пари наведено в табл. 2.1 [19].

Таблиця 2.1.

Розрахункові витрати пари на продування ножів бурякорізок

Тиск робочої пари, кгс/см ²	4	6	8	10	12	18	30
Витрата робочої пари, кг/год	544	798	1060	1326	1539	2663	3772
Витрата робочої пари, % до м.б.*	1,088	1,596	2,12	2,652	3,078	5,326	7,544

В залежності від конструктивних характеристик бурякорізок, їхнього навантаження і параметрів пари нагрів стружки в бурякорізках може досягати 15...25 °С. Підвищення температури стружки веде до відповідного підвищення температури відкачки дифузійного соку. При цьому зменшуються навантаження на останні ступені випарної установки і знижується загальна величина кратності випаровування у випарній установці.

Таким чином, застосування пари для продування ножів бурякорізок призводить до перевитрат палива на технологічні потреби як за рахунок додаткового використання гострої пари, так і за рахунок погіршення роботи всієї теплової схеми.

2.2. Витрата тепла в процесі очищення соку.

Отриманий дифузійний сік у процесі очищення нагрівається в декілька етапів до температури кипіння в першому корпусі випарної установки. Причому необхідно забезпечувати відповідний температурний режим на кожній стадії очищення. Якби не було втрат теплової енергії в процесі очищення, для нагрівання соку потрібно було б витратити тепло в кількості 18...20 % до м.б. у паровому еквіваленті. Але в зв'язку із тепловтратами сумарна величина нагрівання соку збільшується на 14...30 °С, що призводить до збільшення витрат тепла на технологічні потреби. Тому на нагрівання соку витрачається тепло в паровому еквіваленті 24...26 % до м.б.

Усі тепловтрати при очищенні соку можна розділити на три категорії:

- втрати тепла від стінок обладнання і трубопроводів;
- втрати тепла, пов'язані із проведенням технологічних процесів;

* Для 12-и рамних бурякорізок при номінальній продуктивності

- втрати тепла, пов'язані із розведенням соку водою в процесі очищення.

Втрати тепла від стінок обладнання залежать від величини площі сумарної поверхні стінок апаратів і трубопроводів і стану теплової ізоляції. Неізововані частини поверхні, а також арматура, насоси мають значні втрати тепла – 1 м² неізовованої поверхні дає втрати тепла, еквівалентні 1...1,5 кг/годину пари. Звичайна тепла ізоляція дозволяє знизити теплові втрати в 3...5 рази, а високоякісна – у 7...10 разів.

У відношенні величин втрат тепла від стінок обладнання і трубопроводів у більш вигідному стані знаходяться нові цукрові заводи високої продуктивності, що мають теплову ізоляцію в кращому стані, а також меншу питому поверхню обладнання і трубопроводів. Абсолютна величина втрат тепла від поверхні обладнання є постійною і не залежить від продуктивності заводу. Тому при зниженні продуктивності цукрового заводу величина питомих витрат тепла, а в кінцевому рахунку палива, зростає.

Втрати теплової енергії при проведенні технологічних процесів, таких як сатурація і сульфатація, пов'язані з випаром води із соку. Так, вважається, що при сульфатації соку випаровується 0,25 % до м.б. води, що приводить до його охолодження на 1...1,4 °С.

Значно більшою є величина втрат тепла при сатурації. Але слід зазначити, що сатурація, особливо перша, практично єдиний технологічний процес цукрового виробництва, при якому виділяється значна кількість тепла – майже 2/3 від кількості теплової енергії, отриманої при спалюванні палива в газовій печі. Найбільші величини тепловтрат, еквівалентні витратам пари 2,5...4 % до м.б., мають місце при першій сатурації [20]. Але за рахунок виділення значної кількості тепла від хімічної реакції падіння температури соку при проведенні першої сатурації складає, як правило, 3...5 °С (див. рис.2.2). Найбільш вагомими факторами, що впливають на величину цих тепловтрат, є: початкова температура соку і кількість прореагувавшего вапна.

Величина тепловтрат зростає (але з меншим темпом) також при збільшенні кількості оброблюваного соку. Кількість оброблюваного на першій сатурації соку залежить від відкачки дифузійного соку і величини повернення нефільтрованого соку першої сатурації на переддефекацію.

На зменшення тепловтрат при сатурації істотно впливає також концентрація CO₂ у сатураційному газі і коефіцієнт його використання в

сатураторі. Так, збільшення вмісту CO_2 у сатураційному газі з 24 % до 34 % (об'ємних), або підвищення коефіцієнта використання газу з 50 % до 75 % дозволяють зменшити тепловтрати в процесі першої сатурації на величину, еквівалентну витраті 1 % пари до м.б. Слід зазначити, що одержання сатураційного газу із вмістом CO_2 на рівні 36...40 % у виробничих умовах цілком реально, а німецька фірма ВМА рекламує свої сатуратори з коефіцієнтом використання вуглекислого газу до 95 %. Сучасні вітчизняні розробки мають також аналогічні показники.

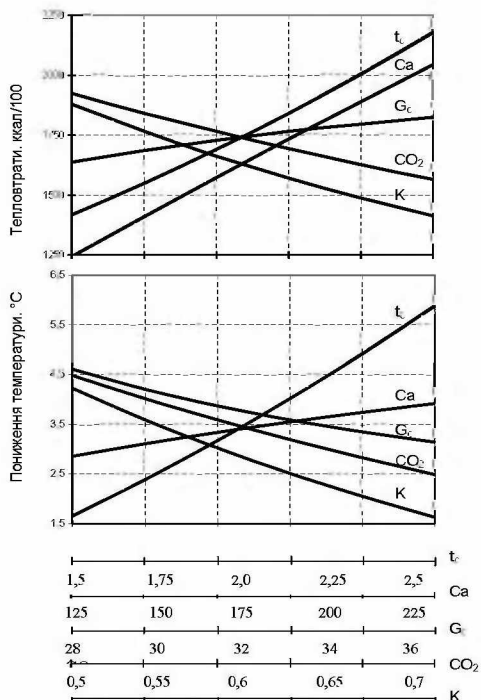


Рис. 2.2. Тепловтрати і зниження температури в процесі 1 сатурації.
де: t_c – температура соку перед сатурацією, Ca – витрата вапна на очищення, G_c – витрата соку на сатурацію, CO_2 – концентрація вуглекислого газу, K – коефіцієнт використання газу в сатураторі.

Тепловтрати в процесі другої сатурації значною мірою пов'язані із величиною температури соку, оскільки виділення тепла хімічної реакції при цьому процесі значно менше. Проте зниження температури соку має такий же порядок величин, як і при першій сатурації, абсолютна величина тепловтрат при другій сатурації в 2...4 рази менше в зв'язку з меншою кількістю використаного сатураційного газу і меншою кількістю соку, що піддається обробці.

У процесі очищення в сік з вапняним молоком, а також при промиванні фільтраційного осаду додається вода. Кількість води, що додається в сік з вапняним молоком, залежить від його густини і витрат СаО на очищення [18]:

Таблиця 2.2.

Величини надходження води в сік з вапняним молоком, % до м.б.

(при активності вапняного молока 100 %)

Кількість СаО на очищення, % до м.б.	Густина вапняного молока, г/м ³				
	1,16	1,17	1,18	1,19	1,20
1,5	7,07	6,61	6,23	5,86	5,58
2,0	9,43	8,81	8,31	7,85	7,43
2,5	11,79	11,01	10,39	9,82	9,29
3,0	14,14	13,22	12,46	11,78	11,15

Для цукрових заводів України витрати СаО складають, у середньому, 2,5 % до м.б. Тоді при густині вапняного молока 1,18 г/см³ у сік буде введено 10,4 % до м.б. води. Загальна кількість соку при активності вапняного молока 90 % зростає на (10,4+2,5)/0,9=14,3 % до м.б. Додаткова кількість розчину потрібно нагрівати, а введену воду випарити у випарній установці і вакуум-апаратах.

Витрата пари на нагрівання розраховуються за залежністю:

$$d = \frac{1.03 \cdot S_c \cdot c \cdot (t_k - t_n)}{r}, \quad (2.2)$$

де: S_c – витрата розчину, % до м.б.;

c – теплоємність розчину, ккал/(кг · °С);

t_n і t_k – початкова і кінцева температури розчину, °С;

r – теплота конденсації гріючої пари ккал/кг.

Виходячи з цього, в умовах цукрового заводу додаткові витрати пари за рахунок додавання в сік зазначеної кількості вапняного молока призводять до перевитрат гріючої пари на 1,5-2,0 % до м.б.

Після сатурації утворюється осад CaCO_3 у кількості 4,74 % до м.б. з адсорбованими нецукрами в кількості 0,7...0,9 % до м.б., який виводиться з технологічного процесу. Осад відфільтровується, як правило, на вакуум-фільтрах. Вміст сухих речовин у фільтраційному осаді, що виходить на поверхні фільтрації вакуум-фільтрів, складає близько 50 %, тобто з фільтраційним осадом буде виводитися 5,4...5,6 % до м.б. води, а загальна кількість фільтраційного бруду буде складати 10,8...11,2 % до м.б. Для промивання фільтраційного бруду необхідно до 200 % промивної води (21...22 % до м.б.), що приведе до введення в соковий потік додаткової води в кількості 15,6...16,2 % до м.б. Загальна кількість фільтрату буде складати 25...28 % до м.б., причому фільтрація у вакуум-фільтрах буде відбуватися під розрідженням і фільтрат за рахунок самовипаровування частини води буде охолоджений до 65...75 °С. Цей фільтрат вводиться в сік і його потім необхідно додатково нагрівати на 10...15 °С, що приводить до перевитрати пари в кількості 0,46...0,98 % до м.б.

Зменшити розведення соку при очищенні можливо за рахунок скорочення витрати CaO на очищення (за рахунок поліпшення якості сировини, технології дифузійного процесу й очищення отриманого соку), використанням більш досконалих камерних фільтрів, які забезпечують менше розведення соку і фільтрують під тиском, а також за рахунок використання частини найбільш рідких проміїв для гашення вапна.

У відділенні очищення соків мають найбільші резерви використання тепла вторинних джерел: конденсатів, утфельної пари і випару із сатураторів. Так, за нинішніх умов потенціал використання тепла конденсатів еквівалентний 10 % до м.б. пари. Тобто, за рахунок раціонального використання тепла вторинних джерел має можливість на таку ж величину зменшити витрати пари із ТЕЦ.

2.3. Витрата тепла (пари) у продуктовому відділенні.

Продуктове відділення є найбільшим споживачем пари із випарної установки. Основна кількість тепла, що вноситься в продуктове відділення з гріючою парою у вигляді утфельної пари втрачається в конденсаторах. Ліпше деяка частина цього тепла використовується з барометричною водою, що

після додаткового нагрівання направляється для живлення дифузійної установки. Але, як було показано в розділі 2.1., для живлення дифузійної установки більш раціональним є використання жомопресової води і деамонізованих конденсатів. У цьому разі практично виключається можливість використання тепла барометричної води.

Потенціал пари, що використовується в продуктовому відділенні має бути вище 100 °С, що обумовлюється особливостями технологічних процесів та конструкціями обладнання. Для уварювання утфелю, як правило, використовується вторинна пара другого корпусу випарної установки. Основним споживачем пари в продуктовому відділенні є вакуум-апарати першої кристалізації, які можуть споживати 11...30 % до м.б. пари із БВУ.

Найбільш вагомими факторами, що визначають витрати пари на вакуум-апарати першої кристалізації, і загалом, у продуктове відділення, є:

- концентрація сиропу з клеровкою;
- вихід цукру зі звареного утфелю;
- і кількість водяних або сокових підкачувань при уварюванні.

Величина витрати пари на уварювання утфелю першої кристалізації розраховується по залежності [18]:

$$D_{BA} = 11 \cdot \left[S_{сир} \cdot \left(1 - \frac{CB_{сир}}{CB_{гмф1}} \right) + S_{кл} \cdot \left(1 - \frac{CB_{кл}}{CB_{гмф1}} \right) + S_{ЕП} \cdot \left(1 - \frac{CB_{ЕП}}{CB_{гмф1}} \right) + S_c \cdot \left(1 - \frac{CB_c}{CB_{гмф1}} \right) \right], \quad (2.3)$$

де: $S_{сир}$, $S_{кл}$, $S_{ЕП}$, S_c – кількість сиропу, клеровки, другого відтоку 1 кристалізації і соку на розгойдування утфелю, % до м.б.;
 $CB_{сир}$, $CB_{гмф1}$, $CB_{кл}$, $CB_{ЕП}$, CB_c – концентрації сиропу, утфелю першої кристалізації, клеровки, другого відтоку 1 кристалізації і соку, %.

У рівнянні (2.3) складові в квадратних дужках являють собою кількість води, яку необхідно випарити, відповідно, при згущенні сиропу, клеровки жовтого цукру, другого відтоку першої кристалізації (білої патоки) і сокових або водяних підкачувань при уварюванні утфелю.

Кількість сиропу, що направляється на уварювання залежить від його концентрації. Чим вона вище, тим менша кількість сиропу і менший вміст води в сиропі, яку потрібно випаровувати при уварюванні утфелю. Кількість клеровки залежить як від її концентрації (вплив аналогічний концентрації сиропу), так і від кількості жовтого цукру, який клерується. Тобто, чим більше буде вихід цукру на стадії 1 кристалізації, тим менше буде жовтого

цукру і, відповідно, клеровки. Зменшення кількості жовтого цукру означає також зменшення кількості утфелю наступних ступіней кристалізації і витрат пари на його уварювання [18,21].

Кількість другого відтоку при центрифугуванні утфелю першої кристалізації залежить від кількості води, що дається на пробілювання цукру. Мінімізація кількості цієї води також дозволяє знизити витрати пари на уварювання утфелю першої кристалізації.

Витрата соку або води, що подається на розкачування утфелю при уварюванні, залежить від того, наскільки узгоджені швидкості згущення утфелю і кристалізації цукрози, тобто процеси теплообміну і масообміну у вакуум-апараті. При якійсній, на сучасному рівні автоматизації вакуум-апаратів і їх відповідних конструктивних характеристиках, сокові розкачування можуть бути практично ліквідовані. Але, за певних умов, вони можуть досягати 15 % від загальної кількості води, яку необхідно випарити при уварюванні утфелю.

Як відомо, підвищення концентрації сиропу і клеровки є одним з найбільш ефективних заходів зменшення витрат пари на уварювання утфелю першої кристалізації. Так, підвищення концентрації сиропу з клеровкою з 55 % СР до 65 % СР за всіма іншими однаковими параметрами дозволяє зменшити витрату пари на уварювання утфелю першої кристалізації на 7,0...8,0 % до м.б. (див. рис.2.3). Це створює потенціал економії витрати умовного палива на рівні 0,70-0,80 % до м.б., або практично стільки ж палива, як його витрачається на виробництво електричної енергії або вапна в газових печах.

Вплив виходу цукру зі звареного утфелю за величиною потенціалу економії пари уступає впливу підвищення концентрації сиропу. На цукрових заводах України величина виходу цукру із звареного утфелю змінюється в межах від 30% до 52 %.

Уявимо, що мається два цукрових заводи, які мають однакові продуктивність, відкачку дифузійного соку, концентрацію сиропу, але при цьому перший має вихід цукру 50 % до маси звареного утфелю першої кристалізації, а другий – 40 %. Тоді, щоб одержати однакову кількість товарного цукру, на другому заводі необхідно буде зварити на 25 % більше вакуум-апаратів першої кристалізації. Для другого заводу це призведе до перевитрат пари на уварювання утфелю першої кристалізації близько

3,5...5,0 % до м.б., або перевитраті палива на рівні 0,35...0,5 % умовного палива до м.б., у порівнянні з першим цукровим заводом.

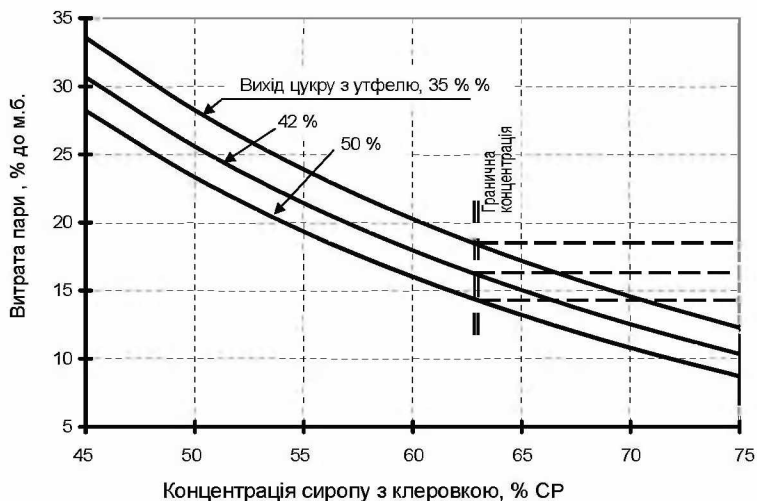


Рис.2.3. Витрата пари (у % до м.б.) в залежності від концентрації сиропу з клеровкою і виходу цукру зі звареного утфелю.

Фактори, що впливають на вихід цукру зі звареного утфелю складаються з таких, які впливають на вміст кристалічного цукру в утфелі – концентрація звареного утфелю, температура утфелю при спуску, його чистота (доброякісність), і факторів, що впливають на кількість розчиненого цукру при обробці утфелю. Вони включають розчинення цукру гарячою водою (конденсатом), що надходить у мішалку при пропарюванні вакуум-апаратів і розчинення цукру при пробілюванні його в центрифугах.

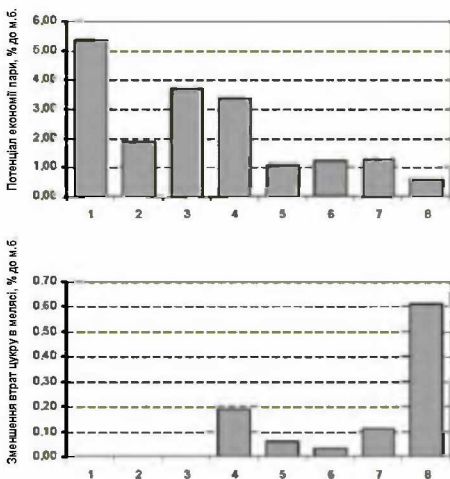


Рис. 2.4. Потенціал економії пари в продуктовому відділенні і зменшення втрат цукру в мелясі.

- 1 – Підвищення концентрації сиропу (з 55% до 65 % СР).
- 2 – Підвищення концентрації клеровки (з 55% до 65 % СР).
- 3 – Ліквідація водяних або сокових розчачок при уварюванні утфелю.
- 4 – Підвищення концентрації утфелю 1 кристалізації.
- 5 – Зниження температури уварюванні утфелю
- 6 – Відвідведення пропарки вакуум-апаратів у клеровочну мішалку.
- 7 – Зменшення витрати води на пробілку цукру.
- 8 – Підвищення чистоти сиропу.

Більшість факторів, що впливають на вихід цукру зі звареного утфеля, збігається за своєю метою як для теплотехнічних, так і для технологічних процесів (рис.2.4), тобто приводить одночасно до зменшення витрати пари і зниження втрат цукру в мелясі. Так, збільшення концентрації утфеля першої кристалізації вагомо впливає як на загальну витрату пари в продуктовому відділенні, так і приводить до зниження втрат цукру в мелясі. Аналогічно впливають чистота сиропу, температура наприкінці уварювання утфелю 1-ої кристалізації, кількість білої патоки, схема відводу пропарки із вакуум-апаратів (у прийомні утфелемішалки або в клеровочні мішалки).

Їхній аналіз свідчить, що всі вони позитивно впливають на величину виходу білого цукру, віднесеному до маси звареного утфелло першої кристалізації. За рахунок цього зменшується кількість продуктів на верстаті продуктового відділення, зменшується кількість відтоків і, відповідно, кількість утфелів наступних кристалізацій.

Деякі фактори впливають із протилежною спрямованістю для теплотехнічних і технологічних цілей. Так, збільшуючи концентрацію утфелло наступних кристалізацій і знижуючи температуру утфелло в мішалках останньої кристалізації, можна досягти збільшення виходу цукру (зменшення його втрат у мелясі), але при цьому необхідно також збільшувати витрати пари на технологічні процеси в продуктовому відділенні.

За рахунок комплексного поліпшення показників, що впливають на витрати пари в продуктовому відділенні, можливо досягти зменшення витрат пари більш, ніж на 10 % до м.б., тобто створити потенціал економії палива на рівні не менш 1,0 % умовного палива до м.б. [21].

3. Принципи зменшення витрат пари на технологічні потреби.

3.1. Основні принципи економії пари в технологічному процесі бурякоцукрового виробництва.

Основним споживачем пари із ТЕЦ у цукровому заводі є випарна установка. Як вказувалося раніше, при раціонально побудованій тепловій схемі цукрового заводу вся пара із ТЕЦ повинна надходити тільки в перший корпус випарної установки й у підігрівник останньої групи нагрівання соку перед випарною установкою. При цьому слід пам'ятати, що випарна установка виконує одночасно кілька функцій: технологічну – згущення соку, і теплотехнічну – забезпечення парою споживачів цукрового заводу (вакуум-апарати, підігрівники й т.ін.).

Загальна витрата пари на випарну установку (без врахування втрат тепла в навколишнє середовище і догрівання соку до температури кипіння в 1 корпусі) дорівнює сумі паровідборів з корпусів (ступенів випаровування) БВУ [9,14,17,18]:

$$D = E_1 + E_2 + \dots + E_n, \quad (3.1)$$

де: n – кількість ступеней (корпусів) випарки,

$E_1, E_2 \dots E_n$ величини паровідборів з відповідних корпусів БВУ.

У той же час кількість випареної води залежить від величин і розподілу паровідборів по ступенях випаровування. Вважаючи, що 1 кг гріючої пари випаровує 1 кг води із соку, можна написати рівняння для розрахунку кількості випареної води в залежності від величин паровідборів із корпусів у вигляді:

$$W = E_1 + 2 \cdot E_2 + 3 \cdot E_3 + \dots + n \cdot E_n, \quad (3.2)$$

тобто, щоб забезпечити паровідбір з 1 корпусу з величиною E_1 , необхідно в першому корпусі випарити воду в кількості, рівній величині цього паровідбору – E_1 . Для забезпечення паровідбору з другого корпусу в кількості E_2 , необхідно така кількість води випарити із соку в 1 корпусі, а потім, у другому корпусі уже вторинною парою з 1 корпусу, тобто в кожному корпусі в кількості по E_2 . Це аналогічно і для наступних корпусів випарної установки.

У той же час кількість води, яку необхідно випарити із соку можна визначити за формулою:

$$W = S_c \times \left(1 - \frac{CB_n}{CB_k} \right), \quad (3.3)$$

де: S_c – кількість соку, що надходить у випарну установку, % до м.б.;

CP_n і CP_k – початкова і кінцева концентрація розчину (соку і сиропу), %.

Для зменшення витрат пари на технологічні потреби необхідно забезпечити скорочення сумарної кількості паровідборів із корпусів випарної установки (див. формулу 3.1). Але при цьому відповідно до формули (3.2) зменшиться кількість випареної води і понизиться концентрація отриманого сиропу (див. формулу 3.3), що призведе до збільшення витрати пари на уварювання утфелло у вакуум-апаратах. Для запобігання цього потрібно перерозподілити паровідбори з корпусів випарної установки таким чином, щоб забезпечити випаровування необхідної кількості води із соку, або за рахунок організаційно-технічних заходів зменшити кількість соку, що подається на випаровування (див. формулу 3.3).

3.2. Класифікація енергозберігаючих заходів за принципом їхньої дії.

Загальна кількість енергозберігаючих заходів, що знаходять застосування в бурякоцукровому виробництві, перевищує сотню. Основна кількість з них спрямована на зменшення витрат тепла в технологічному процесі. Але складність теплової схеми, наявність у ній зворотних зв'язків приводить до того, що одні й ті ж самі заходи можуть давати, в залежності від конкретних умов роботи цукрового заводу, економію теплової енергії (пари) на технологічний процес або ж призводити до її перевитрат. Тобто впровадження заходів, які в одних умовах давали позитивний результат, на інших заводах, за інших умов, можуть позитивного результату не давати.

Однієї з основних характеристик впровадження енергозберігаючих заходів у теплову схему цукрового заводу є співставлення величини концентрації сиропу після випарної установки з граничною концентрацією сиропу для даного заводу (див. рис.2.3) [18,22,23].

При збільшенні концентрації сиропу витрата пари на уварювання утфелло першої кристалізації зменшиться відповідно суцільним кривим на

цьому графіку. Але при певній концентрації сиропу з клеровкою уварювання утфелло без збільшення водяних або сокових підкачок для розчинення “муки” стає неможливим. Це приводить до того, що витрата пари на уварювання утфелло зі зростанням концентрації сиропу з клеровкою вже не зменшується. Величина граничної концентрації індивідуальна для кожного заводу і залежить як від конструкції вакуум-апаратів, рівня їхньої автоматизації, так і від людського фактора – кваліфікації апаратників, їхнього уміння і зацікавленості варити утфель із сиропів підвищеної концентрації. Для цукрових заводів, укомплектованих вакуум-апаратами з природною циркуляцією утфелло і не оснащених сучасною автоматикою, гранична концентрація сиропу складає, як правило, звичайно 60...65 % СР. Для цукрових заводів з більш сучасною технічною базою гранична концентрація сиропу може досягати рівня 70...78 % СР.

Використовуючи поняття граничної концентрації сиропу з клеровкою енергозберігаючі заходи при удосконаленні теплових схем бурякоцукрових заводів можна розподілити на три категорії:

- *комплексні заходи;*
- *заходи, що компенсують;*
- *заходи, що створюють потенціал економії пари.*

Комплексні енергозберігаючі заходи забезпечують одночасно як зменшення сумарного споживання пари із випарної установки, так і підвищення або підтримку на попередньому рівні концентрації сиропу. Зменшення витрати пари на технологічні потреби при цьому забезпечується за рахунок підвищення концентрації сиропу з клеровкою і відповідного скорочення витрат пари на уварювання утфелло 1-ої кристалізації. Комплексні енергозберігаючі заходи звичайно пов'язані із підвищенням кратності випаровування випарної установки або зі зменшенням кількості води, яку необхідно випаровувати у випарній установці. Вони можуть мати місце лише при роботі заводу з концентраціями сиропу і клеровки нижче граничних. Тільки в цьому разі від їхнього впровадження буде отримано ефект зменшення витрат пари на технологічний процес.

Якщо на цукровому заводі досягнута гранична концентрація сиропу, ці заходи вже можуть не давати ефекту зниження витрати пари на технологічний процес і можуть виступати лише як компенсуючи недовипаровування води із соку при зменшенні паровідборів з випарної установки.

Ряд енергозберігаючих заходів (використання тепла конденсатів, утфельної пари й ін.) забезпечують зменшення витрат пари на окремі технологічні процеси. Але при цьому відповідно до рівняння (3.2) також зменшується кількість випареної води у випарній установці. Ці заходи створюють лише потенціал економії пари, а ефект від її впровадження за відсутності компенсації кратності випаровування випарної установки може бути навіть негативним, тобто призводити до збільшення загальної витрати пари на технологічний процес. Але при одночасному їх впровадженні разом з компенсуючими-комплексними, що забезпечують необхідну концентрацію сиропу, ефективність впровадження таких заходів буде позитивною і найбільш повною.

Аналіз роботи цукрових заводів у напрямку зниження витрати паливно-енергетичних ресурсів і проведені варіантні розрахунки свідчать, що найбільш раціональним шляхом удосконалення тепловикористання в бурякоцукровому виробництві на першому етапі є впровадження комплексних енергозберігаючих заходів. По досягненні граничної концентрації сиропу з клеровкою необхідно зосередитися на впровадженні заходів, що створюють потенціал економії пари в комплексі з відповідним набором компенсуючих заходів для підтримки граничної (нормативної) концентрації сиропу.

Одночасно необхідно реалізовувати технічні заходи, що забезпечують підвищення величини граничної концентрації сиропу і збільшення виходу цукру зі звареного утфелю.

Слід зазначити, що при низьких концентраціях сиропу із випарної установки, як правило є використання тепла ВЕР (конденсатів, утфельної пари й ін.) малоефективним або навіть небажаним.

3.3. Забезпечення необхідної концентрації сиропу.

Зменшення витрати пари із випарної установки створює лише потенціал економії пари. Зниження величини паровідборів з випарної установки одночасно приводить і до зменшення кількості випареної води. Якщо у випарній установці буде випарено води менше, ніж до впровадження енергозберігаючих заходів, що воду необхідно буде випаровувати у вакуум-апаратах першої кристалізації, що призведе до збільшення витрати пари на уварювання утфелю. Аналіз різних варіантів свідчить (див. розділ 5), що за відсутності заходів, що компенсують зменшення паровідборів з корпусів випарної установки після корпусу, з

якого береться пара на обігрівання вакуум-апаратів першої кристалізації, призводить до збільшення загальної витрати пари на випарну установку (за рахунок збільшення витрати пари на уварювання утфелю першої кристалізації). У цьому випадку результат реалізації отриманого потенціалу економії пари буде негативним. При зменшенні паровідборів з корпусу випарної установки, яким обігріваються вакуум-апарати першої кристалізації, результат реалізації отриманого потенціалу економії пари буде нульовим. І лише при зниженні паровідборів з корпусів, що знаходяться перед корпусом, який обігріває вакуум-апарати, буде отримано позитивний (але не повний) ефект від реалізації створеного потенціалу економії пари.

Цілком реалізувати потенціал економії пари можливо лише за умови, коли одночасно з впровадженням заходів по зменшенню паровідборів з випарної установки впроваджуються компенсуючі заходи, що забезпечують отримання граничної (нормативної) концентрації сиропу. Необхідну концентрацію сиропу із випарної установки можна також одержати за рахунок збільшення виходу пари з останнього корпусу в конденсатор. Але в цьому випадку реалізація потенціалу економії буде не повною – вона зменшується на величину збільшення виходу пари на конденсатор і величина частини реалізації потенціалу економії буде складати:

$$\frac{N - n_i}{N}, \quad (3.4)$$

де: N – кількість корпусів випарної установки;

n_i – номер корпусу, з якого зменшується паровідбір.

Застосування збільшення виходу пари з останнього корпусу випарної установки малоефективне, особливо при компенсації недовипаровування при зниженні паровідборів з останніх корпусів випарної установки.

Найбільш ефективним є застосування компенсуючих заходів, що дозволяють одержувати максимальну, для даних умов, концентрацію сиропу без додаткового виходу пари в конденсатор з останнього корпусу випарної установки.

Є два таких методи:

1. Підвищення кратності випаровування випарної установки за рахунок перенесення паровідборів на “хвостові” корпуси випарної установки і збільшення числа корпусів у БВУ (відповідно до залежності 3.2).

2. Зменшення кількості води, яку необхідно випаровувати у випарній установці (див. формулу 3.3).

3.4. Ефективність методів регулювання концентрації сиропу із випарної установки.

У процесі роботи цукрового заводу виникає необхідність скорегувати продуктивність випарної установки для забезпечення необхідної концентрації сиропу. При цьому можливості внесення змін у теплову схему і режим роботи випарної установки обмежені.

Основними методам, які можуть застосовуватися в процесі роботи для коректування роботи випарної установки, є:

- 1. Застосування компресії вторинної пари випарної установки і зміна кількості стисненої пари.*
- 2. Зміна виходу пари з останнього корпусу випарної установки в конденсатор.*
- 3. Зміна величини використання тепла вторинних джерел –ВЕР.*
- 4. Зміна тиску гріючої пари першого корпусу випарної установки.*
- 5. Переключення обігрівання споживачів на пару іншого корпусу випарної установки або підключення (відключення) додаткових підігрівників.*
- 6. Використання перепусків пари між корпусами випарної установки.*
- 7. Подача води в збірник перед випарною установкою.*

Для визначення найбільш ефективних і раціональних шляхів регулювання роботи випарної установки було виконано аналіз ефективності зазначених методів. Враховувався ступінь їхнього впливу на зміну концентрації сиропу і на загальну ефективність використання тепла. При цьому використовувалися методика спрощених розрахунків теплових схем цукрових заводів [24] та методика адаптаційного математичного моделювання і розрахунку теплових схем [32].

При застосуванні методики адаптаційного розрахунку були використані математичні моделі енерготехнологічних комплексів цукрових заводів України, створені в УкрНДЦП, при розробленні програм удосконалення теплових схем цих підприємств. Моделі цукрових заводів відповідають різному технічному рівню підприємств, як за набором устаткування, так і по їх продуктивності. У деяких випадках в математичні моделі вносилися зміни (змінювалися величини поверхонь нагрівання окремих корпусів, додавалися підігрівники) для можливості більш повного відстеження впливу того або іншого фактора.

3.4.1. Застосування компресії вторинної пари випарної установки і зміна кількості стисненої пари.

Компресія вторинної пари до параметрів гріючої пари даного корпусу випарної установки є досить ефективним засобом підвищення кратності випаровування випарної установки й підвищення концентрації одержуваного сиропу [17,33]. Оскільки пара в межах випарної установки робить ніби «рециркуляцію», підвищення її продуктивності не вимагає додаткової витрати первинної гріючої пари (потрібно мати лише запас поверхні теплообміну відповідного корпусу і витратити механічну роботу на стиснення пари).

Зменшення витрати пари на технологічні потреби можливе лише у разі, якщо концентрація сиропу не перевищує граничної [3,22,23]. При такій концентрації сиропу зменшення витрат пари на технологічні потреби забезпечується за рахунок скорочення витрат пари на уварювання утфелю у вакуум-апаратах 1 кристалізації. Поскілки зменшення витрати пари на вакуум-апарати, в свою чергу, скорочує кількість випареної води у випарній установці, це необхідно враховувати при визначенні ефективності застосування компресії вторинної пари.

Застосовуючи методику спрощених розрахунків теплових схем цукрових заводів [24], можна записати вираження для визначення величини зміни (економії) пари, поданого з ТЕЦ, у залежності від кількості стиснутої вторинної пари:

$$\Delta D = 1,1 \cdot \Delta W = \frac{1,1 \cdot z \cdot D_{\text{снє}}}{1 + 1,1 \cdot n_{BA}}, \quad (3.5)$$

де: ΔD_{BA} – зміна (зниження) витрати пари на уварювання утфелю у вакуум-апаратах 1 кристалізації;

ΔW – загальна зміна (збільшення) кількості випареної води у випарній установці за рахунок застосування компресії вторинної пари;

z – число ступенів випарювання, на які збільшено тиск вторинної пари;

n_{BA} – номер корпусу випарної установки, яким обігріваються вакуум-апарати 1 кристалізації.

При стисненні пари на величину одного ступеня випарювання й обігрівання вакуум-апаратів вторинною парою 2 корпусу:

$$\Delta D = \frac{1,1 \cdot 1 \cdot D_{\text{снє}}}{1 + 1,1 \cdot 2} = 0,31 \cdot D_{\text{снє}}, \quad (3.6)$$

Таким чином, за цих умов при підвищенні концентрації сиропу до граничної величини за рахунок компресії вторинної пари, зниження споживання пари на технологічні потреби буде складати приблизно третину від кількості стиснутої пари.

При досягненні граничної концентрації сиропу позитивного ефекту з економії пари на технологічні потреби від застосування компресії не буде, тобто витрати енергії на стиснення вторинної пари будуть марними.

Зміна концентрації сиропу може бути виражена залежністю:

$$\Delta CB_{\text{сир}} = \frac{\Delta W \cdot CB_{\text{сир}}}{S_{\text{сир}} - \Delta W} \quad (3.7)$$

Кількість додатково випареної води ΔW :

$$\Delta W = \frac{z \cdot D_{\text{сж}}}{1 + 1,1 \cdot n_{\text{Б.А}}} \quad (3.8)$$

Тоді формула для розрахунку зміни концентрації сиропу при застосуванні компресії пари буде мати вигляд:

$$\Delta CB_{\text{сир}} = \frac{z \cdot D_{\text{сж}} \cdot CB_{\text{сир}}}{S_{\text{сир}} \cdot (1 + 1,1 \cdot n_{\text{Б.А}}) - z \cdot D_{\text{сж}}} \quad (3.9)$$

Приклад 1. Якщо в процесі випаровування отримують сироп з концентрацією 61 % СР у кількості 27 % до м.б. при стисненні пари на одинступінь випарної установки в кількості 5 % до м.б. , обігрівання вакуум-апаратів вторинною парою 2 корпусу можна збільшити концентрацію сиропу на:

$$\Delta CB_{\text{сир}} = \frac{1 \cdot 5 \cdot 62}{27 \cdot (1 + 1,1 \cdot 2) - 1 \cdot 5} = 3,75 \%$$

Тобто кінцева концентрація сиропу становитиме 64,75 % СР. Якщо ця концентрація не перевищує граничної, то за рахунок застосування компресії буде отримана економія пари на технологічні потреби в кількості:

$$\Delta D = 0,31 \cdot D_{\text{сж}} = 0,31 \cdot 5 = 1,55 \text{ ; \% до м.б.}$$

Застосування компресії вторинної пари є досить ефективним і вигідним методом як регулювання роботи випарної установки (підтримки концентрації

сиропу на рівні граничної), також може застосовуватися як один із важливих елементів, що підвищують економічність теплової схеми.

3.4.2. Зміна виходу пари з останнього корпусу випарної установки в конденсатор.

Зміна виходу пари на конденсатор з останнього корпусу випарної установки може істотно впливати на величину кратності випаровування випарної установки та на концентрацію отриманого сиропу. Так, для п'ятикорпусної випарної установки збільшення виходу пари з останнього корпусу на 1 т/г призводить до додаткового випаровування 5 т/г води із соку. Якщо в цьому випадку концентрація сиропу менша граничної, то витрата пари на уварювання утфелло у вакуум-апаратах зменшиться на величину, більшу ніж збільшився вихід пари в конденсатор з останнього корпусу. При цьому сумарна величина паровідборів з випарної установки скоротиться, тобто досягається економія пари на технологічні потреби.

Так, якщо концентрація сиропу вище граничної, економію пари на технологічні потреби можна отримати за рахунок зменшення виходу пари із останнього корпусу відповідного зменшення концентрації сиропу до граничної величини. В цьому разі економія дорівнює величині зменшення виходу пари в конденсатор.

Використовуючи методику спрощених розрахунків [24], можна довести, що величина економії пари на технологічні потреби виражається залежністю:

$$\Delta D = \Delta d_{\kappa} \left[1 - \frac{N}{(n_{BA} + 1,1)} \right], \quad (3.10)$$

де: Δd_{κ} – величина зміни виходу пари в конденсатор;

N – кількість корпусів випарної установки;

n_{BA} – номер корпусу, яким обігріваються вакуум-апарати
1 кристалізації.

Як свідчать більш точні розрахунки з використанням математичного моделювання [3] формула (3.10) дає прийнятні результати, якщо мається

запас поверхні теплообміну для останніх корпусів і величинах збільшення виходу пари в конденсатор Δd_k до 2...3 % до м.б.

Формула (3.10) дозволяє легко проаналізувати вплив числа корпусів випарної установки і номера корпусу, яким обігріваються вакуум-апарати 1 кристалізації.

Так при $N = 5$ і $n_{BA} = 1$:

$$\Delta D = \Delta d_k \left[1 - \frac{5}{(1+1,1)} \right] = -1,38 \cdot \Delta d_k \quad (3.11)$$

При $N = 5$ і $n_{BA} = 2$:

$$\Delta D = \Delta d_k \left[1 - \frac{5}{(2+1,1)} \right] = -0,61 \cdot \Delta d_k \quad (3.12)$$

При $N = 5$ і $n_{BA} = 3$:

$$\Delta D = \Delta d_k \left[1 - \frac{5}{(3+1,1)} \right] = -0,22 \cdot \Delta d_k \quad (3.13)$$

При $N = 5$ і $n_{BA} = 4$:

$$\Delta D = \Delta d_k \left[1 - \frac{5}{(4+1,1)} \right] = 0,02 \cdot \Delta d_k. \quad (3.14)$$

Як впливає із наведених залежностей, для п'ятикорпусних (чотирикорпусних з концентратором) випарних установок регулювання концентрації сиропу є найбільш ефективним при обігріванні вакуум-апаратів 1 кристалізації вторинною парою 1 корпусу (формула 3.11). Однак заводів з такою нераціональною схемою паровідборів нині майже не залишилося.

Більшість цукрових заводів у СНД використовують для обігрівання вакуум-апаратів 1 кристалізації вторинну пару 2 корпусу. Формула (3.12) показує, що й у цьому разі регулювання роботи випарної установки зміною виходу пари в конденсатор досить ефективне.

Для більш досконалих заводів з обігріванням вакуум-апаратів 1 кристалізації вторинною парою 3 корпусу (формула 3.13) застосування регулювання виходом пари з останнього корпусу в конденсатор

малоефективне, а при обігріванні вакуум-апаратів 1 кристалізації вторинною парою 4 корпусу (3.14) – неприйнятне, оскільки призводить до перевитрат пари на технологічні потреби.

Зміна концентрації сиропу може бути розрахована за формулою (3.7). У цьому разі зміна кількості випареної води, внаслідок зміни виходу пари в конденсатор визначається за формулою:

$$\Delta W = \frac{1,1 \cdot N \cdot d_k}{n_{BA} + 1,1} \quad (3.15)$$

Приклад 2. У процесі випаровування отримують сироп з концентрацією 61 % СР у кількості 27 % до м.б. Обігрівання вакуум-апаратів вторинною парою 2 корпусу. При підвищенні виходу пари в конденсатор у кількості 0,9 % до м.б. одержимо:

Збільшення кількості випареної у випарній установці води

$$\Delta W = \frac{1,1 \cdot N \cdot d_k}{n_{BA} + 1,1} = \frac{1,1 \cdot 5 \cdot 0,9}{2 + 1,1} = 1,60; \% \text{ до м.б.}$$

Підвищення концентрації сиропу, %:

$$\Delta CB_{сп} = \frac{\Delta W \cdot CB_{сп}}{S_{сп} - \Delta W} = \frac{1,60 \cdot 61}{27 - 1,60} = 3,84.$$

Якщо отримана при цьому кінцева концентрація сиропу 61+3,84 = 64,84 % не перевищує граничної, то економія пари буде складати:

$$\Delta D = -0,61 \cdot \Delta I_k = -0,61 \cdot 0,9 = 0,55; \% \text{ до м.б.}$$

При співставленні з результатами розрахунку за прикладом 1 видно, що хоча в другому випадку досягається практично така ж концентрація сиропу, одержана економія пари майже в три рази менша, ніж при використанні компресії пари.

3.4.3. Зміна величини використання тепла вторинних джерел – ВЕР.

Шляхом зміни величини використання тепла ВЕР (конденсатів, утфельної пари й ін.) можливо змінити величини паровідборів із випарної установки (замістити ці паровідбори) і в такий спосіб вплинути на концентрацію сиропу. Так, збільшення ступеня використання тепла ВЕР

зменшує паровідбори із випарної установки і відповідно знижує концентрацію одержуваного сиропу. За рахунок цього можна відкоригувати концентрацію сиропу при його перегріванні (при концентрації понад граничну). При цьому також забезпечується зменшення витрат пари на технологічні потреби заводу.

Величина цієї економії еквівалентна кількості використаного тепла ВЕР і виражається формулою:

$$\Delta d = \frac{1,03 \cdot S_c \cdot c_c \cdot \Delta t}{r}, \quad (3.16)$$

де: S – кількість соку, що нагрівається;

c_c – теплоємність соку;

Δt – величина нагрівання соку теплом ВЕР;

r – теплота конденсації пари.

Якщо концентрація сиропу нижче граничної, то правильним шляхом проведення процесу з регулювання роботи випарної установки є зменшення величини використання тепла ВЕР. Це може бути досягнуто шляхом відключення підігрівників, що обігріваються утфельною порою, або байпасуванням частини конденсату повз теплообмінник, у якому сік нагрівається теплом конденсату.

Цей випадок можна проаналізувати з використанням загальної залежності, що характеризує зміну витрат пари на технологічні потреби при використанні тепла ВЕР [24]:

$$\Delta D = \Delta D_{BA} + \Delta d_k - \Delta d = \frac{1,1 \cdot (n \Delta d - N \cdot \Delta d_k)}{1 + 1,1 \cdot n_{BA}} + \Delta d_k - \Delta d, \quad (3.17)$$

де: n – номер корпусу випарної установки, паровідбір з якого заміщає використання тепла ВЕР;

Δd – визначається за формулою (3.16).

При незмінній величині Δd_k в межах концентрацій сиропу до граничної економія пари на технологічні потреби від зменшення величини використання тепла ВЕР буде визначатися залежністю виду:

$$\Delta D = \frac{1,1 \cdot n \cdot \Delta d}{1 + 1,1 \cdot n_{BA}} - \Delta d. \quad (3.18)$$

Для типового випадку $N = 5$; $n_{BA} = 2$ і $n = 4$ (перша група нагрівання дефектованого соку конденсатом) для концентрацій нижче граничних маємо залежність:

$$\Delta D = 0,375 \cdot \Delta d . \quad (3.19)$$

З формули (3.4) випливає, що для області концентрацій сиропу нижче граничної збільшення величини використання тепла ВЕР (позитивне значення Δd) приводить до підвищення витрати пари на технологічні потреби. І, навпаки, у цих умовах, зниження ступеня використання тепла ВЕР (від'ємне значення Δd) приводить до економії пари на технологічні потреби.

Це говорить про небажаність використання тепла ВЕР, якщо концентрація сиропу нижче граничної величини (для даних умов). Таке положення має місце у випадку, якщо теплом ВЕР заміщуються паровідбори з корпусів, наступних після корпусу, яким обігріваються вакуум-апарати 1 кристалізації [24].

Зміну концентрації одержуваного сиропу в цьому разі також можна визначити за формулою (3.7), а зміна кількості випареної води (при незмінній кількості виходу пари на конденсатор) по формулі:

$$\Delta W = \frac{n \cdot \Delta d}{1,1 \cdot n_{BA} - 1} . \quad (3.20)$$

Приклад 3. У процесі випарювання отримують сироп з концентрацією 61 % СР у кількості 27 % до м.б. Обігрівання вакуум-апаратів вторинною парою 2 корпусу. При зменшенні ступеня використання тепла конденсату, еквівалентного відбору пари з 4 корпусу випарної установки в кількості 1 % до м.б., маємо:

Збільшення кількості випареної у випарній установці води

$$\Delta W = \frac{n \cdot \Delta d}{1,1 \cdot n_{BA} - 1} = \frac{4 \cdot 0,5}{1,1 \cdot 2 - 1} = 1,67 ; \% \text{ до м.б.}$$

Підвищення концентрації сиропу буде становити, %:

$$\Delta C B_{сир} = \frac{\Delta W \cdot C B_{сир}}{S_{сир} - \Delta W} = \frac{1,67 \cdot 61}{27 - 1,67} = 4,02 .$$

Якщо отримана при цьому кінцева концентрація сиропу $61+4,02 = 65,02$ % не перевищує граничну, то економія пари буде складати:

$$\Delta D = 0,375 \cdot \Delta d = 0,375 \cdot 0,5 = 0,19 ; \% \text{ до м.б.}$$

При порівнянні з результатами розрахунку попередніх прикладів бачимо, що хоча досягається практично така ж концентрація сиропу, одержувана економія пари в 8,3 рази менша, ніж при використанні компресії пари, й у 2,9 рази менша, ніж при регулюванні виходом пари з останнього корпусу в конденсатор.

3.4.4. Зміна тиску грійочої пари першого корпусу випарної установки.

При зміні тиску пари, що надходить із ТЕЦ, змінюється температура його конденсації (температура перегріву цієї пари в даному разі значення не має). Відповідно до цього змінюються температури кипіння по корпусах. Це позначається перерозподілом пари з різних корпусів по групах нагрівання соку, насамперед, дефекованого (дифузійного).

Таким чином, відбувається частковий перенос паровідборів на останні корпуси випарної установки, що призводить до збільшення кількості випареної води і підвищення концентрації сиропу. При роботі в зоні концентрацій сиропу нижче граничних це зменшує витрати пари на уварювання утфелю і кристалізації.

Однак при підвищенні температури грійочої пари зростає також температура кипіння соку в I корпусі. Це пов'язано зі збільшенням витрат пари на нагрівання цього соку, що знижує ефект від підвищення концентрації сиропу.

Підвищення температури кипіння в перших корпусах несприятливо також позначається на втратах цукру у випарній установці і наростанні кольоровості сиропу, тобто зв'язано з технологічними витратами.

Оцінка впливу даного фактора виконувалася з використанням математичних моделей різних цукрових заводів.

В усіх випадках відзначалося, що із зростанням температури грійочої пари (при витримуванні необхідного температурного режиму), зростає концентрація сиропу але при цьому також збільшується витрата пари на

технологічні потреби. Так, на 1 °С підвищення температури гріючої пари 1 корпусу зростання концентрації сиропу становить 0,4...0,6% СР (при обігріві вакуум-апаратів вторинною парою 2 або 3 корпусів). Одночасно збільшуються витрати пари на технологічні потреби до 0,14 % до м.б. на 1 °С підвищення температури. Причому мінімальне зростання витрат пари має місце для випадку обігріву вакуум-апаратів парою 3 корпусу, а найбільше – при їх обігріві парою 1 корпусу.

Усереднені результати аналізу впливу підвищення температури гріючої пари 1 корпусу випарної установки

Корпус, ВУ яким обігріваються вакуум-апарати	Збільшення показника при підвищенні температури гріючої пари на 1 °С		
	Концентрація сиропу, %	Витрати пари на технологічні потреби, % дм.б.	Температура кипіння в 1 корпусі, °С
1 корпусом ВУ	0,15	0,12	1,03
2 корпусом ВУ	0,55...0,65	0,04	1,03
3 корпусом ВУ	0,55...0,65	0,005	1,03

Таким чином, проведений аналіз показує, що хоча підвищення тиску (температури) пари із ТЕЦ дозволяє збільшувати концентрацію сиропу, теплотехнічно та технологічно це не вигідно.

Температура гріючої пари має вибиратися як мінімально необхідна для надійного забезпечення варки утфелів і температурного режиму технологічного процесу в конкретних умовах роботи заводу. Підвищення тиску гріючої пари може бути обґрунтованою лише при збільшенні продуктивності заводу, а також для компенсації накипоутворення.

3.4.5. Переключення обігріву споживачів на пару іншого корпусу випарної установки або підключення (відключення) додаткових підігрівників.

В умовах працюючого заводу обмежено можливості внесення змін у теплову схему. Однак досить часто маютьесь підігрівники які дублюють один одного. Звичайно мається запас підігрівників defeкованного (дифузійного) соку, можна передбачити можливість переключення по групах підігрівників

перед випарною установкою, а також підігрівників перед другою сатурацією (при наявності резервного).

Розглянемо дане питання на прикладі включення додаткового підігрівника в другій групі defeкованого соку, що обігривається вторинною парою 4 корпусу.

Припустимо, що defeкований сік, у кількості $S = 210$ % до м.б. нагрівається конденсатом у першій групі до 61 °C, а надалі нагрівається в двох групах підігрівників (у кожній по одному підігрівнику) відповідно вторинною парою 4 і 3 корпусів до температури 88 °C. При цьому кінцева температура нагрівання соку регулюється автоматично прикриттям пари 3 корпусу. Коефіцієнти теплової ефективності підігрівників складають $0,5$ [7]. Температура пари 4 корпусу становить 87 °C, а третього корпусу – 102 °C.

Тоді нагрів соку в другій групі підігрівників defeкованого соку парою 4 корпусу складе:

$$t_{k2} = t_n + E \cdot (t_4 - t_n) = 61 + 0,5 \cdot (87 - 61) = 74 \text{ °C.} \quad (3.21)$$

Нагрів соку в третій групі, що обігривається парою 3 корпусу:

$$t_{k3} = t_{k2} + E \cdot (t_3 - t_{k2}) = 74 + 0,5 \cdot (102 - 74) = 88 \text{ °C.} \quad (3.22)$$

Якщо мається можливість у другій групі підключити ще один підігрівник (б) з такою же тепловою ефективністю, то в першому підігрівнику (а) другої групи нагрів соку буде аналогічним (3.21), а в другому підігрівнику другої групи (б) він складе:

$$t_{k2б} = t_{k2} + E \cdot (t_4 - t_{k2}) = 74 + 0,5 \cdot (87 - 74) = 81 \text{ °C.} \quad (3.23)$$

Кінцева температура нагрітого defeкованого соку підтримується автоматикою на рівні 88 °C і сумарні витрати пари на нагрів defeкованого соку не змінюються.

Таким чином, у другій групі при підключенні додаткового підігрівника нагрів соку зріс з 74 °C до 81 °C – на 7 °C. Це призводить до додаткового випаровування води в 4 корпусі на величину:

$$\Delta d = \frac{1,03 \cdot S_c \cdot c_c \cdot \Delta t}{r} = \frac{1,03 \cdot 210 \cdot 0,9 \cdot 7}{540} = 2,52 \text{ \% до м.б.}$$

Відповідно до [24] перенесення паровідбору на більш низьку ступінь випарної установки дає економію пари за рахунок зменшення його споживання вакуум-апаратами на величину:

$$\Delta D = \Delta E_{B4} = -\frac{(n_i - n_0) \cdot d_i}{0,91 + n_{B4}} = \frac{1 \cdot 2,52}{0,91 + 2} = 0,87 \quad \% \text{ до м.б.}$$

Додатково випарена у випарній установці вода (з урахуванням зменшення кількості випареної води в 2 корпусі через скорочення паровідбору на вакуум-апарати) [24] :

$$\Delta W = (n_i - n_0) \cdot d_i - \Delta E_{B4} \cdot n_{B4} = 1 \cdot 2,52 - 0,87 \cdot 2 = 0,79 \quad \% \text{ до м.б.}$$

Тоді відповідно до формули (1.3), приймаючи концентрацію і кількість сиропу аналогічно попередніх прикладів, одержуємо, що величина збільшення концентрації сиропу становить:

$$\Delta CB_{ср} = \frac{\Delta W \cdot CB_{ср}}{S_{ср} - \Delta W} = \frac{0,79 \cdot 61}{27 - 0,79} = 1,84, \%$$

Таким чином, кінцева концентрація становитиме лише 62,84 % СР, однак теплотехнічна ефективність методу є досить висока 0,47 % пари до м.б. на 1 % підвищення СР сиропу – порівнянно з випадком застосування компресії вторинної пари.

Слід зазначити, що можливості реалізації даного методу в основному мають бути реалізовані при реконструкції теплових схем, а не в процесі їхньої експлуатації.

3.4.6. Використання перепусків пари між корпусами випарної установки.

Цей метод можна застосовувати для зменшення концентрації сиропу, тобто для випадку, коли концентрація отриманого сиропу перевищує граничну. Реалізація цього методу вперше була запропонована в системі автоматики випарної установки в складі теплової схеми з від'ємним балансом по соковим парам [10].

Як свідчить практичний досвід, перепуск пари, наприклад, між першим і другим корпусами випарної установки дозволяє швидко (за 10...15 хв.) знизити концентрацію сиропу. У деяких випадках, при надлишку поверхні теплообміну 1 корпусу і недостатніх величинах поверхонь останніх корпусів, за рахунок перепуску пари, вдається підвищити температурний режим останніх корпусів і забезпечити нагрівання продуктів при деякому зниженні продуктивності випарної установки.

При концентраціях сиропу вище граничних перепуск пари між корпусами не приводить до перевитрати пари, але і не може зменшувати витрати пари на технологічні потреби. Однак при падінні концентрації сиропу нижче граничної подальший перепуск пари призводить до зростання витрат пари на технологічні потреби. Тому даним методом регулювання випарної установки варто користуватися досить обережно.

3.4.7. Подача води в збірник перед випарною установкою.

Даний метод варто розглядати не як метод регулювання концентрації одержуваного сиропу, а як вихід із предаварійної ситуації.

Розрахунки показують, що подача води в сік перед випарною установкою призводить до зменшення концентрації сиропу, приблизно, на 0,8...1 % на кожні 1 % до м.б. подачі води, а також до зростання витрат пари – приблизно на 1/3 від кількості доданої в збірник води, обумовлений як збільшенням витрат пари на уварювання утфелю, так і збільшенням витрати пари на нагрівання соку перед випарною установкою.

3.5. Умови підвищення кратності випаровування випарної установки.

Для забезпечення перенесення паровідборів на “хвостові” корпуси і збільшення кількості корпусів випарної установки необхідно максимально ефективно використовувати існуючі теплоперепади випарної установки, підігрівників, вакуум-апаратів та іншого тепловикористовуючого обладнання.

Загальний теплоперепад випарної установки обмежується температурою кипіння в 1 корпусі і температурою кипіння в останньому корпусі випарної установки. Температура кипіння в 1 корпусі вибирається в межах 125-132 °С, виходячи з допустимої величини втрат цукру від термічного розкладання: чим вище термостійкість очищеного соку і менше тривалість його перебування в 1 корпусі, тим можна підтримувати більш високу температуру кипіння. Температура кипіння в останньому корпусі повинна бути не нижче 80...85 °С з погляду можливості ефективного її використання в тепловикористовуючих установках.

Таким чином, загальний теплоперепад, який може бути використаний у випарній установці, становить 40...50 °С. Чим більше число ступеней випаровування, тим менша різниця температур приходить на кожну з них.

Різниця температур для корпусу випарної установки виражається формулою:

$$\Delta t = \frac{Q}{k \cdot F} = \frac{W \cdot (i'' - i_p)}{k \cdot F}, \quad (3.5)$$

де: Q – кількість переданого в даному корпусі тепла, ккал/год;

k – коефіцієнт теплопередачі, ккал/(м² · °С · г);

F – площа поверхні теплообміну випарного апарата, м²;

i'' і i_p – ентальпії вторинної пари і розчину, що подається в даний випарний апарат, ккал/кг.

Тобто, чим більші величини коефіцієнтів теплопередачі, площі поверхні теплообміну випарних апаратів й менше його теплове навантаження, тим менший перепад температур буде потрібний на даному корпусі випарної установки. При зменшенні величини паровідборів із випарної установки і переміщенні паровідборів на “хвостові” корпуси, теплові навантаження на перші корпуси випарної установки знижуються. На останніх корпусах навантаження зростають, але меншою мірою, за рахунок загального зниження паровідборів з випарної установки.

Коефіцієнт теплопередачі у випарному апараті значною мірою залежить від концентрації розчину. Перенесення паровідборів на “хвостові” корпуси приводить до більш повільного наростання концентрації розчину по корпусах випарної установки. Усе це забезпечує зниження теплоперепадів у перших корпусах випарної установки. При достатній площі поверхні теплообміну останніх корпусів випарної установки можливо підвищити температуру їхньої вторинної пари. На жаль, площі поверхонь теплообміну останніх корпусів випарних установок більшості цукрових заводів України недостатні (див. табл.1.3). У цьому випадку буває доцільно об'єднати 4 і 5 корпуси. Хоча це знижує кількість ступеней випаровування, однак дозволяє більше навантажити збільшений останній 4 корпус і за рахунок цього трохи підвищити кратність випаровування усієї випарної установки.

Перенесення паровідборів на “хвостові” корпуси дозволяє також знизити для більшості корпусів величину фізико-хімічної депресії і таким чином “заощадити” ще 1...2 °С із загального температурного перепаду. Приблизно стільки ж можна виграти за рахунок зменшення втрат тиску (відповідно і температури гріючої пари) у паропроводах між корпусами

випарної установки. Досить часто перепад температур вторинної пари 1 корпусу в надсоковому просторі і в гріючій камері 2 корпусу досягає 1,5...2 °С, що свідчить про його значне перевантаження.

Одним із методів підвищення кратності випаровування випарної установки є застосування компресії вторинної пари випарної установки. У цьому разі вторинна пара стискується до тиску гріючої пари і використовується для обігріву даного випарного апарата. Тобто випарний апарат обігрівається своєю ж вторинною парою. Таким чином додатково витрачається лише механічна енергія, необхідна для стиснення вторинної пари. У ряді випадків стискується вторинна пара другого корпусу до тиску гріючої пари першого корпусу випарної установки, тобто через 2 ступені випаровування. Для випаровування тієї ж додаткової кількості води необхідно стискати в 2 рази менше вторинної пари, однак зростає ступінь стиснення пари в компресорі. Розрахунки показують, що найбільш вигідним є стиск вторинної пари першого корпусу до тиску пари, що надходить із ТЕЦ.

Для компресії використовуються пароструминні або механічні компресори (звичайно турбокомпресори). Пароструминні компресори простіші за конструкцією і дешевіші, однак вони мають низький к.к.д. (8...12 %). Застосування компресії вторинної пари випарної установки обмежується можливостями забезпечення цукрового заводу електричною енергією власного виробництва.

4. Характеристика основних енергозберігаючих заходів

Практика використання різних енергозберігаючих заходів дозволила апробувати в промисловості досить широкий їхній набір. Особливістю тепловикористання в бурякоцукровому виробництві є те, що ті самі енергозберігаючі заходи можуть давати не тільки різний за величиною ефект, але і при деяких умовах, приводити до збільшення витрати пари на технологічні потреби.

Так, зменшення втрат тепла з конденсатами або утфелною парою є одним зі шляхів зниження споживання тепла на технологічні потреби. Однак застосування в технологічному процесі цього вторинного тепла не обов'язково приводить до економії тепла (пари з ТЕЦ) на технологічні потреби.

Наприклад, на заводі вирішили використовувати тепло конденсатів для нагрівання defeкованного соку. Для цього на додаток до двох груп підігрівників, які обігріваються вторинний паром четвертого і третього корпусів, додали теплообмінник типу «рідина-рідина» для нагрівання defeкованного соку конденсатом як першу групу нагрівання. Припустимо, що застосування цього теплообмінника дозволило знизити сумарну витрату пари для нагрівання defeкованного соку на 2 % до м.б. Також припустимо, що на цю величину знизиться споживання пари на наступний підігрівник, що обігрівається вторинною парою четвертого корпусу БВУ. Оскільки вторинна пара 4 корпусу має кратність випаровування $m = 4$, то зменшення паровідбору із четвертого корпусу на 2 % до м.б. призведе до недовипаровування $2 \times 4 = 8$ % до м.б. води в БВУ.

Якщо не вживати заходів для компенсації зменшення продуктивності БВУ, то цю кількість недовипареної води необхідно буде випарувати у вакуум-апаратах 1 кристалізації, що призведе до відповідного збільшення витрати пари на уварювання утфелю. При обігріві вакуум-апаратів вторинною парою другого корпусу ($m = 2$), збільшення витрати пари на уварювання утфелю призведе до додаткового випаровування води в 1 і 2 корпусах БВУ.

Визначимо, наскільки повинно збільшитися споживання пари на варку утфелю, вважаючи, що на випаровування 1 кг води у вакуум-апараті потрібно витратити 1,1 кг гріючої пари.

Збільшення витрати пари на вакуум-апарати виражається залежністю: $\Delta D_{\text{ВА}} = 1,1 \cdot \Delta W$, де ΔW – результуюча кількість недовипареної води як за

рахунок зменшення споживання пари на нагрівання дефектованого соку, так і за рахунок збільшення витрати пари на вакуум-апарати. Недовипаровування за рахунок зниження витрати пари на нагрів дефектованого соку буде: $4 \cdot \Delta d$ (Δd – зменшення витрати пари на нагрівання дефектованого соку), а кількість додатково випареної води за рахунок збільшення витрати пари на вакуум-апарати складе: $2 \cdot \Delta D_{\text{ВА}}$. Тоді збільшення витрати пари на вакуум-апарати буде: $\Delta D_{\text{ВА}} = 1 \cdot (4 \cdot \Delta d - \Delta D_{\text{ВА}})$. Вирішуючи це рівняння відносно $\Delta D_{\text{ВА}}$ одержуємо розрахункову величину: $\Delta D_{\text{ВА}} = 4,4 \cdot \Delta d / 3,2 = 2,75 \%$ до м.б. Слід зазначити що, загальна витрата пари на технологічні потреби знизиться на 2 % до м.б. за рахунок використання тепла ВЕР (конденсату) і зросте на 2,75 % до м.б. за рахунок недовипаровування води в БВУ. Таким чином, для даного випадку, застосування тепла конденсатів для нагрівання дефектованого соку приведе не до економії, а до перевитрат пари на технологічні потреби в кількості 0,75 % до м.б.

Відповідно до нашої класифікації енергозберігаючих заходів використання тепла ВЕР відноситься до заходів, що створюють потенціал економії пари, які реалізуються при одночасному впровадженні заходів, що компенсують недовипаровування води в БВУ. У даному випадку, якщо забезпечити випаровування додаткової кількості вода в БВУ (8 % до м.б.), те в підсумку можна одержати зниження витрати пари на технологічні потреби в кількості 2 % до м.б.

Використовуючи вказану вище класифікацію, наводимо перелік основних заходів енергозберігаючих заходів, що знаходять застосування у різних варіантах і комбінаціях на бурякоцукрових заводах.

Їх зведено у три групи. В першій групі представлено комплексні заходи, які забезпечують зменшення величин паровідборів із випарної установки при одночасному підвищенні концентрації сиропу, як правило, не вище граничної. При більш високих концентраціях сиропу вони можуть виступати лише в ролі компенсуючих заходів.

У другій групі наведено заходи, застосування яких створює потенціал економії пари (тепла) у технологічному процесі. Для повної реалізації цього потенціалу необхідно їх впроваджувати одночасно із заходами, що компенсують недовипаровування води у випарній установці.

У третій групі зібрано заходи, які в одних умовах можуть виступати як комплексні, а в інших в якості створюючих потенціал економії пари (тепла) у

технологічному процесі. Для них важливим є конкретні умови їхньої реалізації в енерготехнологічній схемі цукрового заводу.

Комплексні та компенсуючі заходи.

Зменшення відкачки дифузійного соку – це один із найбільш ефективних енергозберігаючих заходів. За рахунок зменшення кількості продуктів, що нагріваються, забезпечується зменшення споживання пари на їх нагрівання. Однак зменшення відборів пари із випарної установки не призводить до зниження концентрації одержуваного сиропу, тому що для досягнення його необхідної концентрації треба випаровувати менше води із соку. Крім того, зниження теплових навантажень по корпусах випарної установки і на окремих підігрівниках призводить до часткового переносу паровідборів на наступні корпуси випарної установки. Це забезпечує збільшення концентрації сиропу і зменшення витрат пари на уварювання утфелю і кристалізації.

Характер впливу зменшення відкачки дифузійного соку залежить від параметрів устаткування заводу (питомих поверхонь теплообміну корпусів випарної установки, підігрівників), конкретного технологічного та температурного режиму. Розрахункові залежності зміни концентрації сиропу і витрати пари на технологічні потреби для типового цукрового заводу продуктивністю 6 тис. т. переробки буряків на добу подано на рис. 4.1. Вони показують, що при зменшенні відкачки дифузійного соку на 10 % до м.б. витрата пари на технологічні потреби знижується, у середньому, на 4,15 % до м.б., а концентрація сиропу зростає на 4,5 % СР (ці величини характерні для конкретних умов, і на інших заводах можуть мати децю відмінне значення).

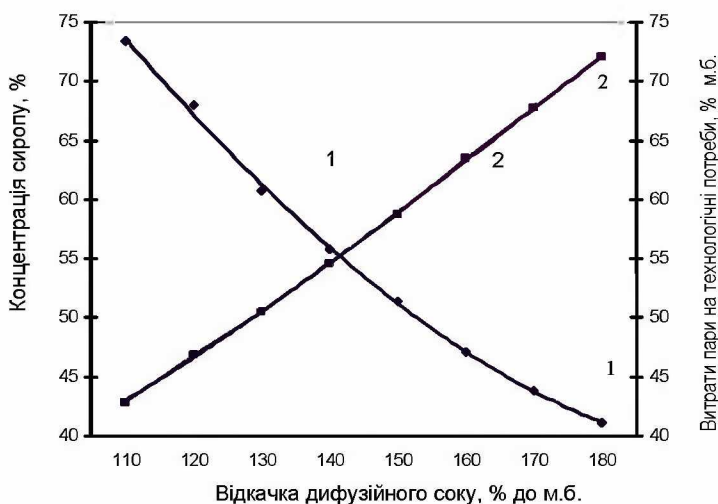


Рис.4.1. Вплив величини відкачки дифузійного соку на концентрацію сиропу (1) і витрати пари на технологічні потреби (2).

Для зменшення відкачки дифузійного соку відпрацьовано комплекс технологічних і організаційних прийомів. Серед них використання жомпресової води для живлення дифузії, рівномірна робота заводу (дифузійних апаратів), поліпшення якості стружки.

Приблизно такий же ступінь впливу має зменшення розведення соку водою при очищенні [28]. Досягається це за рахунок підвищення густини вапняного молока, гашення вапна проміями, застосуванням сучасних камерних фільтрів.

До цієї ж категорії енергозберігаючих заходів відносяться також:

- ліквідація продукток парою ножів бурякорізків [19];
- відбір гарячого ($\approx 100^{\circ}\text{C}$) соку на клеровку жовтого цукру;
- попереднє випаровування утфельною парою [3];
- компресія вторинної пари випарної установки;
- застосування гідродинамічного випарника;
- перенесення паровідборів „на хвіст випарної установки”;
- клерування жовтого цукру сиропом;
- застосування антинакипінів;
- збільшення числа корпусів випарної установки;

- застосування плівкових і пластинчастих випарних апаратів;
- використання вакуумних кристалізаторів для додаткової кристалізації утфелло [29];
- підвищення коефіцієнта теплової ефективності підігрівників;
- механічне перемішування утфелло при уварюванні;
- поліпшення циркуляції утфелло у вакуум-апараті вдуванням пари, аміачних газів, повітря [30];
- нагрівання відтоків у продуктовому відділенні в пластинчастих підігрівниках;
- використання „пролітної пари” [31];
- обігрів вакуум-апаратів утфельною парою [3].

При концентрації сиропу на рівні граничної більшість із зазначених заходів вже можуть не давати ефекту економії пари на технологічні потреби, і їх варто застосовувати як заходи, що компенсують недовипаровування води із соку у випарній установці при впровадженні заходів, що створюють потенціал економії пари.

Енергозберігаючі заходи, що створюють потенціал економії пари:

- застосування конденсату для нагрівання дифузійного або дефекованого соку, соку 1 сатурації перед фільтрацією або відстійниками, соку перед 2 сатурацією, соку перед випарною установкою;
- багатоканальні (секційні) збірники конденсату;
- використання тепла сатураційних газів;
- пониження температури процесу гарячої дефекації, 1 і 2 сатурації;
- підвищення вмісту CO_2 у сатураційному газі;
- підвищення коефіцієнта використання газу на 1 і 2 сатурації;
- використання пари з аміачних відтяжок;
- поліпшення теплової ізоляції устаткування і трубопроводів;
- використання випарів із ТЕЦ у тепловій схемі цукрового заводу;
- використання деамонізованих конденсатів і жомопрессової води для живлення дифузійних установок;
- схема з попереднім випаровуванням та подачею соку на 3 або 4 корпус випарної установки;

- використання утфелної пари для нагрівання дифузійного або дефекованного соку;
- зменшення величини повернення нефільтрованого соку 1 сатурації;
- застосування автоматичних густиномірів соку, сиропу, клеровки;
- автоматизація випарної установки;
- підвищення концентрації звареного утфелю 1 кристалізації;
- автоматизація роботи центрифуг;
- застосування комбінованої пробілки цукру;
- відведення пропарки вакуум-апаратів у клеровочні мішалки;
- підвищення розрідження у вакуум-апаратах за рахунок зменшення присосів повітря, поліпшення роботи конденсаційної установки, зменшення аеродинамічних втрат у вакуумних трубопроводах;
- підвищення продуктивності цукрового заводу.

Комплексні (компенсуючі) або створюючі потенціал економії пари енергозберігаючі заходи в залежності від умов застосування.

- зниження температури відкачки дифузійного соку;
- застосування камерних фільтрів;
- рівномірна (ритмічна) робота заводу;
- автоматизація уварювання утфелю у вакуум-апаратах;
- використання тепла конденсатів для нагрівання відтоків у продуктовому відділенні;
- поточний контроль і облік витрати енергоносіїв;
- виробництво двох товарних цукрів;
- зменшення виходу пари з останнього корпусу в конденсатор.

Як свідчить практичний досвід і варіантні розрахунки теплових схем цукрових заводів, найбільш ефективним є застосування комплексних заходів. Після досягнення концентрації сиропу на рівні граничної, подальше зменшення витрат пари на технологічний процес має реалізуватися за рахунок впровадження заходів, що створюють потенціал економії пари при обов'язковій компенсації недовипаровування води у випарній установці.

5. Використання спрощених розрахунків теплових схем цукрових заводів.

Умови роботи заводів - ціни на сировину, паливо й умови їхньої оплати, швидко змінюються. Це вимагає негайної і точної оцінки їхнього впливу і відповідного коректування технологічних і теплотехнічних параметрів роботи цукрового заводу й окремих виробничих ділянок. Найбільше повно ця задача може бути вирішена шляхом виконання різноманітних розрахунків на ЕОМ. Але при цьому необхідно наявність відповідного спеціалізованого програмного забезпечення і навчання користувачів [18,24].

У той же час, більшість повсякденних задач з оцінки впливу тих або інших факторів на загальну витрату палива можливо оперативного виконувати без застосування складної обчислювальної техніки, як у прикладі, наведеному в розділі 4.

Одним з таких методів може бути розрахунок по зміні величин параметрів теплової схеми. Він заснований на тім, що при внесенні якої-небудь зміни в теплову схему цукрового заводу, змінюються лише деякі його параметри, основна ж частина потоків пари й інших теплоносіїв не міняється. Важливо лише правильно визначити перелік параметрів, що змінюються і їхній взаємозв'язок. На основі такого розрахунку, з огляду на тільки величини зміни паровідборів, можна визначити на скільки зміниться загальне споживання пари з ТЕЦ на технологічні потреби. Таким розрахунком можливо установити величину економії або перевитрат пари (палива) на технологічні потреби при впровадженні технічних заходів, зв'язаних із внесенням змін у теплову схему цукрового заводу.

Витрата пари на технологічні споживачі формує величини паровідборів з окремих корпусів випарної установки, а виходить, і загальна витрата пари на випарну установку. Таким чином, якщо вносяться локальні зміни в теплову схему бурякоцукрового заводу, тобто такі, котрі стосуються лише якого-небудь одного споживача пари і не впливають на інші, можна визначити величину зміни витрати пари на технологічні потреби в цілому.

Так, при перенесенні паровідбору з одного корпусу випарної установки на інший без зміни його абсолютної величини, зміна кількості випареної води у випарній установці буде складати:

$$\Delta W = -E_i \cdot (n_0 - n_i) \quad (5.1)$$

де: E_i – величина паровідбору;

n_0 і n_i – номери корпусів початкового і нового паровідбору.

Оскільки сироп після випарної установки в ході подальшого технологічного процесу уварюється у вакуум-апаратах, то витрата пари на уварювання утфелло (E_{B4}) зміниться відповідно до величини додатково випареної або недовипареної води у випарній установці:

$$\Delta E_{B4} = -1,1 \cdot \Delta W \quad (5.2)$$

(1,1 – коефіцієнт, що враховує втрати тепла в навколишнє середовище і різницю величин теплот конденсації гріючої пари і паротворення утфелльної пари).

Зміна витрати пари на вакуум-апарати у свою чергу, приведе до зміни кількості випареної води у випарній установці на величину:

$$\Delta W = -\Delta E \cdot n_{B4} \quad (5.3)$$

де n_{B4} – номер корпусу випарної установки, з якого відбирається пара на обігрів вакуум-апаратів 1 кристалізації.

Тобто, перенесення паровідбору з одного ступеню випаровування на іншу, навіть без зміни його абсолютної величини, приводить до зміни загальної кількості пари, що витрачається на технологічні потреби.

Якщо при цьому буде змінена кількість пари, що надходить у конденсатор з останнього корпусу випарної установки на величину Δd_k , тобто:

$$\Delta W = N \cdot \Delta d_k \quad (5.4)$$

де N – число ступенів випару випарної установки.

У цьому випадку зміна витрати пари на технологічні потреби буде складати:

$$\Delta D = \Delta E_{B4} + \Delta d_k \quad (5.5)$$

Приклади використання спрощених розрахунків

Використання вторинних енергоресурсів (ВЕР) – тепла конденсату або утфельної пари дозволяє зменшити величини паровідборів з визначених корпусів випарної установки, і потенційно дозволяє за рахунок цього зменшити загальна витрата пари на технологічні потреби. Але при цьому зменшується і кількість випареної води у випарній установці, що може призвести до додаткових витрат пари на уварювання утфелю. Частково недовипаровування води може бути компенсовано збільшенням виходу пари з останнього корпусу випарної установки в конденсатор. У залежності від конкретних умов застосування тепла вторинних енергоресурсів може дати або зменшення витрати пари на технологічні потреби, або привести до перевитрати пари.

Розглянемо загальний випадок, де тепло вторинних енергоресурсів використовується для нагрівання соку, барометричної або жомопресової води. Використання тепла вторинних енергоресурсів для нагрівання приводить до зменшення величини паровідбору (див. формулу 2.2):

$$\Delta d = \frac{1.03 \cdot S \cdot c \cdot (t_k - t_n)}{r} \quad (5.6)$$

де: S — витрата рідини що нагрівається;

c — теплоємність рідини;

t_n, t_k — початкова і кінцева температура нагрівання за рахунок ВЕР;

r — теплота конденсації гріючої пари.

За рахунок цього у випарній установці зменшиться кількість випареної води на величину:

$$\Delta W = -n \cdot \Delta d, \quad (5.7)$$

де: n — номер корпусу, з якого знімається паровідбір при застосуванні ВЕР.

Частина води може бути випарена за рахунок збільшення виходу пари з останнього корпусу випарної установки у конденсатор (див. формулу 5.4). У загальному випадку зміниться концентрація сиропу і, відповідно, змінюється витрата пари на уварювання утфелю у вакуум-апаратах і кристалізації на величину:

$$\Delta E_{Bd} = 1,1 \cdot (n\Delta d - n_{Bd} \cdot \Delta E_{Bd} - N \cdot \Delta d_{\kappa}) \quad (5.8)$$

З залежності (5.8) знаходимо величину зміни витрати гріючої пари на обігрів вакуум-апаратів 1 кристалізації :

$$\Delta E_{Bd} = \frac{1,1 \cdot (n\Delta d - N \cdot d_{\kappa})}{1 + 1,1 \cdot n_{Bd}} \quad (5.9)$$

Загальна витрата пари на технологічні потреби зміняться на величину:

$$\Delta D = \Delta E_{Bd} + \Delta d_{\kappa} - \Delta d = \frac{1,1 \cdot (n\Delta d - N \cdot \Delta d_{\kappa})}{1 + 1,1 \cdot n_{Bd}} + \Delta d_{\kappa} - \Delta d \quad (5.10)$$

Аналіз залежності (5.10) свідчить, що коли заміщається паровідбір із ступені випарної установки, вище того, який використовується для обігріву вакуум-апаратів 1 кристалізації, економія пари на технологічні потреби буде в будь-якому разі, але величина її буде менше величини потенціалу економії.

Перенесення паровідбору з одного корпусу на інший (нижчий) є одним зі шляхів підвищення кратності випаровування випарної установки і загального зниження витрати пари на технологічні потреби.

При перенесенні паровідбору на обігрів вакуум-апаратів або підігрівників на іншу ступінь випаровування (наприклад, більш низьку), збільшується кількість випареної води у випарній установці. При цьому величина витрати пари на даний споживач може не змінитися, але за рахунок підвищення концентрації сиропу зменшується витрата пари на уварювання утфелло у вакуум-апаратах 1 кристалізації.

Це забезпечує економію витрати пари на технологічні потреби цукрового заводу (див. підрозділ 2.3).

Таким чином, величина зміни кількості випареної води у випарній установці може бути визначена по рівнянню:

$$\Delta W = (n_i - n_0) \cdot d_i - \Delta E_{Bd} \cdot n_a \quad (5.11)$$

де: d_i - витрата пари на споживач, паровідбір якого переноситься;

n_i і n_0 - номера ступенів випаровування, на які перенесений паровідбір і номер ступеня випаровування, з якого попередньо бралася пара.

З огляду на (5.2), після проведення відповідних перетворень можна одержати залежність для визначення величини зміни витрати пари при перенесенні паровідбору з однієї ступені випаровування на іншу:

$$\Delta D = \Delta E_{B,i} = -\frac{(n_i - n_0) \cdot d_i}{0,91 + n_a} \quad (5.12)$$

Знак мінус означає, що при перенесенні паровідбору на ступень випаровування з більшим номером, величина витрати пари на технологічні потреби буде зменшуватися (при концентрації сиропу менше граничної).

Як похідні варіанти формули (5.12) можливо вивести залежності для визначення величини економії пари при перенесенні обігріву вакуум-апаратів 1 кристалізації з другого корпусу на третій:

$$\Delta D = \Delta E_{B,i} = -\frac{d_{B,i}}{3,91} \quad (5.13)$$

де $d_{B,i}$ – кількість вторинної пари другого корпусу, який спочатку споживали вакуум-апарати (див. рис.2.3).

Якщо нагрівання соку відбувається в декількох групах підігрівників, зменшення недогріву соку до температури гріючої пари у підігрівниках перших груп діє аналогічно перенесенню частини паровідбору на більш низьку ступень випаровування. Відповідно до цього, використовуючи залежності (5.9) і (5.12) можна отримати розрахункову формулу для визначення величини зменшення витрати пари на технологічні потреби:

$$\Delta D = -\frac{\Delta d_i}{0,91 + n_{B,i}} \quad (5.14)$$

де Δd_i - кількість пари, що додатково споживає підігрівник даної групи при зменшенні недогріву соку (визначається за формулою 5.6);

$n_{B,i}$ – номер корпусу випарної установки, яким обігріваються вакуум-апарати.

Таким чином, залежності (5.12-5.14) дозволяють визначити величину зміни витрати пари на технологічні потреби при впровадженні заходів, пов'язаних з перенесенням паровідборів по ступенях випарної установки.

Застосовуючи даний метод до аналізу впливу на роботу теплової схеми тих або інших локальних змін, можливо досить просто розрахувати ефект (позитивний або негативний) від упровадження заходів, що вносять зміни в теплову або технологічну схеми цукрового заводу і прийняти рішення про доцільність їхньої реалізації.

6. Поточні випробовування теплової схеми цукрового заводу.

Для розробки і цілеспрямованої реалізації енергозберігаючих заходів першого етапу найбільш раціональним є об'єднання іспитів теплової схеми і виконання спрощених розрахунків теплових схем з метою одержання даних по ефективності впровадження енергозберігаючих заходів.

Випробовування випарної установки і теплообмінного обладнання проводяться при досягненні заводом номінальної продуктивності і досягненню нормативних показників роботи. Тривалість іспитів 4-6 годин [15,23].

6.1. Випробовування випарної установки.

Метою іспитів є установлення фактичного температурного режиму і теплових навантажень корпусів випарної установки, а також виявлення існуючих недоліків і неполадок у її роботі.

Для встановлення температурного режиму необхідно одержати величини температур пари в граючій камері і надсоковому просторі. Для таких вимірів можливе використання стандартних термометрів опору з обов'язковим обліком усіх необхідних виправлень. Більш просте і надійним є визначення температури гріючої пари по її тиску за допомогою манометрів або мановакуумметрів з розрахунком температури насиченої пари. Доцільно проводити рівнобіжні записи температури і тиску.

Записи показників приладів повинні проводитися протягом усього періоду випробовувань з інтервалами 10-15 хвилин. По отриманим даним розраховуються середні показники за весь період.

Для розрахунку температури насиченої пари за його тиском необхідно знати абсолютний тиск пари. Щоб його одержати, необхідно до показань манометрів додати барометричний тиск. Барометричний тиск визначається один раз за період іспитів за допомогою барометра-анероїда. Показники барометра, як правило даються в мм.рт.ст. Для перерахування в технічну систему одиниць потрібно врахувати, що $1 \text{ кгс/див}^2 = 735,6 \text{ мм.рт.ст.}$. Як правило, при нормальних погодних умовах, можна використовувати середні значення барометричного тиску, що складають для умов середньої смуги Європи $1,02 \text{ кгс/см}^2$.

Абсолютний тиск пари визначається за формулою:

$$P_{\text{абс}} = P_{\text{ман}} + B, \quad (6.1)$$

де: P_{abc} - абсолютний тиск пари, кгс/см² ;

$P_{ман}$ - манометричне (середнє) тиск, кгс/см² ;

B - барометричний тиск, кгс/см² .

Температура насиченої пари знаходиться за величиною її абсолютного тиску з застосуванням "Таблиць теплофізических свойств воды и водяного пара" [25]. Температура водяної пари з достатньою точністю може також розраховуватися по емпіричній формулі [23]:

$$t = \frac{3816,44}{11,703 - \ln(P_{abc})} - 227,04, \text{ } ^\circ\text{C} , \quad (6.2)$$

яка в діапазоні тисків 0,1-3,5 кгс/см² має середню похибку $\pm 0,01$ % у порівнянні зі стандартними табличними значеннями.

На основі отриманих даних визначається температурний режим випарної установки, що заноситься в таблицю 6.1 (наведені дані орієнтовані):

Таблиця 6.1

Корпус БВУ	Камера, що гріє			Вторинна пара			Різниця т-р, °C	Різниця т-р між корпусами, °C
	$P_{ман}$	P_{abc}	Т-ра, °C	$P_{ман}$	P_{abc}	Т-ра, °C		
1	1,70	2,72	129,56	1,15	2,17	122,19	7,37	1,50
2	1,05	2,07	120,69	0,55	1,57	112,14	8,54	0,97
3	0,50	1,52	111,17	0,10	1,12	102,26	8,91	0,51
4	0,08	1,1	101,75	-0,21	0,81	93,30	8,45	0,33
5	-0,22	0,8	92,97	-0,47	0,55	83,22	9,75	

Виконаємо аналіз даних, наведених у Таблиці 6.1. Температурний режим відповідає початковому періодові роботи випарної установки. Для першого корпусу температура гріючої пари і температура кипіння соку трохи нижче нормативних. У той же час втрати температури між корпусами, особливо між 1 і 2 та 2 і 3, досить великі. Підвищені втрати тиску пари, а відповідно і температури пари, свідчить про перевантаження тракту вторинної пари (сепаратори і трубопроводи) між цими корпусами. Температура вторинної пари п'ятого корпусу занадто низька, що утрудняє її використання з метою нагрівання.

Одночасно в період іспитів випарної установки кожні 30 хв. слід відбирати проби соку по корпусах випарної установки і визначати вміст сухих речовин. Для аналізу цих даних складається таблиця:

Таблиця 6.2

Корпус БВУ	$CP_{нач}$	$CP_{кін}$	S_i	W_i	E_i
1	13,00	18,50	125,00	37,16	-1,43
2	18,50	33,00	87,84	38,60	24,68
3	33,00	46,00	49,24	13,92	7,61
4	46,00	56,00	35,33	6,31	3,50
5	56,00	62,00	29,02	2,81	2,81

Кількість випареної води по корпусах W_i розраховується за формулою:

$$W_i = S_i \cdot \left(1 - \frac{CB_{нач}}{CB_{кін}} \right) \quad (6.3)$$

Кількість соку перед першим корпусом випарної установки S_i визначається витратоміром, або при його відсутності розраховується за величиною відкачки з урахуванням розведення соку при очищенні і витрати соку на клеровку. Кількість розчину, що входить у наступний корпус випарної установки, визначається як різниця між кількістю соку на вході в даний корпус і кількістю випареної в ньому води:

$$S_i = S_{i-1} - W_{i-1} \quad (6.4)$$

Величина паровідбору з відповідного корпусу випарної установки визначається як різниця кількості випареної води в даному і наступному корпусах:

$$E_i = W_i - W_{i+1} \quad (6.5)$$

Систематичні значення негативних величин паровідборів, наприклад, як для 1 корпусу в (Табл. 3) свідчать про перепуск гріючої пари у вторинний, або про наявність надходження води в сік у межах випарної установки. Надмірно великі значення паровідборів, що значно перевищують можливі і занижені паровідбори наступних корпусів, можуть також бути причиною перепуску пари між корпусами випарної установки.

Дослідження випарної установки у виробничих умовах дозволяє знайти її "вузькі місця" і більш цілеспрямовано вибирати шляхи поліпшення її

роботи - перерозподіляти паровідбори, збільшувати поверхні теплообміну відповідних корпусів випарної установки.

6.2. Випробовування підігрівників.

Для контролю роботи підігрівників і одержання даних, що дозволяють легко виконувати їхній тепловий розрахунок при зміні температури гріючої пари або числа підігрівників у групі, доцільно визначити коефіцієнти їхньої теплової ефективності в конкретних виробничих умовах [26]:

$$E = \frac{t_k - t_n}{t_n - t_n} = 1 - \exp\left(-\frac{k \cdot F}{S_c \cdot c_c}\right), \quad (6.6)$$

де: t_n - температура гріючої пари °С;

t_n, t_k - температури соку (початкова і кінцева) після нагрівання, °С;

k - коефіцієнт теплопередачі, ккал/(м² · г·°С);

S_c - витрата соку, кг/г;

c_c - теплоємність соку, ккал/(кг град).

Для даного підігрівника, що працює з постійною кількістю нагріваємого соку величина коефіцієнта його теплової ефективності залишається практично незмінною. Причому, для підігрівників однакової поверхні нагрівання і конструкції, що нагрівають однакову кількість соку, але різними потенціалами пари, величини коефіцієнтів теплової ефективності повинні бути рівні. Значне зниження коефіцієнта ефективності одного з таких підігрівників свідчить про неполадки в його роботі.

Для визначення **величини** коефіцієнта теплової ефективності потрібно вимірювати температуру гріючої пари (аналогічно іспитам випарної установки) і температури соку до і після підігрівника.

Знаючи величини коефіцієнтів ефективності наявних підігрівників і температурний режим випарної установки, можна легко виконати варіантні розрахунки перекомпонування підігрівників у групах, перевірити можливість перекладу підігрівників на обігрів парою іншого корпусу.

Кінцева температура соку при відомих значеннях коефіцієнта ефективності, заданих величинах температур гріючої пари і початкової температури соку визначається за формулою:

$$t_k = t_n + E(t_n - t_n) . \quad (6.7)$$

Причому, якщо в групі працює кілька підігрівників, температура соку після першого є початковою температурою соку для наступних.

Перенесення навантажень на "хвостові" корпуси випарної установки дозволяє збільшити її випаровуючу здатність, підвищити концентрацію сиропу і за рахунок цього знизити витрата пари на уварювання утфелю і кристалізації.

Величини економії (або перевитрати) пари при внесенні змін у теплову схему можуть бути швидко розраховані за допомогою методу спрощеного розрахунку теплових схем цукрового заводу.

Література

1. Головняк Ю.Д., Горох В.Н., Князев А.О. Энергозбереження в технології цукрового виробництва. // Цукор України.- 1997.- № 1.- С.23 – 25.
2. Князев А.А., Горох В.Н., Вовченко В.С. Совершенствование тепловых схем сахарных заводов //Сахарная промышленность.-1998.-№ 1.- С. 25-29.
3. Штангеев К.О., Христенко В.І. Розвиток теплових схем цукрових заводів. Навчальний посібник.-К.: ПДЮ НУХТ, 2003.- 30 с.
4. Левицкий Я.Г., Дмитрук А.П., Черняховский И.Б. и др. Опыт Чортковского сахарного завода по снижению расхода топлива.//“Цукор України.- 2001.- № 5.- С.19-20.
5. Анализ теплопотребления и энергосбережения на сахарных заводах Украины.-Украина: Энергосбережение в пищевой промышленности.- К.: Tasis, 1996.-с.79.
6. Витрати тепла і палива на виробництво цукру: перспективні, проектні, реальні /Князев А.О., Філоненко В.М., Василенко С.М., Петренко В.П.//Цукор України.- 1994.- № 1.- С.8-13.
7. Методические рекомендации по тепловой схеме с пятикорпусной выпарной установкой без концентратора с повышенным температурным режимом.- К.: НПО "Сахар", 1982. -15 с.
8. Вайсман М.Л., Горох В.Н., Шарф И.Л. Рациональное использование топливно-энергетических ресурсов на свеклосахарных заводах СССР: Обзор. – М.: ЦНИИТЭИпищепром, 1973. – 52с.
9. Матвиенко Б.А., Князев А.А. Основные направления повышения эффективности использования топливно-энергетических ресурсов в сахарной промышленности.- К.: Госпищепром Украины, ИПК, 1992.-125с.
10. Новая тепловая схема с отрицательным балансом по соковым парам и система ее автоматического регулирования /Вайсман М.Л., Горох В.Н., Князев А.А. и др. – К.: ВНПО “Сахар”, 1975.– 30 с.
11. Горох В.Н., Штангеев К.О. Современные тепловые схемы и теплообменные аппараты (обзор).– М.: АгроНИИТЭИПП, 1990.– серия "Сах.пр-сть", вып. 4.–32 с.
12. Прядко М.О., Петренко В.П., Філоненко В.М. Удосконалення випарних установок цукрових заводів //Цукор України.- 1994.-№ 1.- С.17-22.
13. Маркитан С.В. Пути повышения технико-экономических показателей тепловых схем сахарных заводов. //Цукор України.- 2001.-№ 5.- С.5- 8.

14. Колесников В.А., Нечаев Ю.Г. Теплосиловое хозяйство сахарных заводов. - М.: Пищевая промышленность, 1980. - 392 с.
15. Инструкция по теплотехническому режиму и тепловому контролю свеклосахарного производства.- К.: НПО «Сахар», 1982.- 142 с.
16. Загородский С. Теплосиловое хозяйство сахарных заводов.-М: Лёгкая и пищевая промышленность, 1984.- 130с.
17. Чернобильський Й.І. Випарні установки.-К.: Вища школа,1970.-244с.
18. Штангеев К.О., Сидоренко Ю.И. Снижение расхода топлива в сахарном производстве.- М.: Изд. комплекс МГУПП, 2003.-38 С.
19. Штангеев К.О., Христенко В.І. Про раціональне використання пари в цукровому виробництві.- //Цукор України.- 2002.- № 2.
20. Христенко В.И., Штангеев К.О., Мищук Р.І. Визначення та методика розрахунку тепловтрат при сатурації.- //Цукор України.- 2000.- № 2.
21. Христенко В.И., Штангеев К.О., Мищук Р.І. Влияние эксплуатационных факторов на теплопотребление в продуктовом отделении.- //Сахар.- 2000.- № 3.
22. Христенко В.И., Штангеев К.О. Напрямки енергозбереження в цукровій промисловості України.- //Цукор України.- 2003.- № 1.
23. Штангеев К.О., Христенко В.І. Типова програма удосконалення енерготехнологічних схем цукрових заводів.- Матеріали Науково-технічної ради НАЦУ (Київ, 29 січня 2003).
24. Христенко В.И., Штангеев К.О., Мищук Р.І. Спрощені розрахунки теплових схем цукрових заводів.- //Цукор України.- 2001.- № 1-2.
25. Вукалович М.П., Рывкин С.Л., Александров А.А. Таблицы теплофизических свойств воды и водяного пара.-М.: Издательство стандартов,1969.-408 с.
26. Кейс В.М., Лондон А.Л. Компактные теплообменники.- М.: Госкомэнергоиздат.- 1962.-158 с.
27. Методическое указание по разработке мероприятий по снижению расхода тепла и топлива.- Часть 2.- К.: ВНИИСП, 1967.- 74 с.
28. Табунщиков Н.П., Штангеев К.О. Влияние работы известкового отделения на себестоимость Сахара.- //Цукор України.- 2002.- № 6.- с. 23-24.
29. Maurandi V., Paqanelli B., Rossi A. Sukrose Crystal Growth After the Vacuum Pans.- Zuckerindustrie, 111 (1986) S.55-57.
30. Кобер В.Т., Савич А.Н., Штангеев К.О. Интенсификация уваривания

- ульфеля 2-й кристаллизации. – //Сахар.– 2002.– № 2.– С.60-51.
31. Князев А.О., Гігельман О.Я., Земляний О.М. Досвід Цибулівського цукрового заводу з реконструкції теплової схеми. – //Цукор України.– 1994.– № 1.– С. 29-30.
32. Штангесв К.О., Христинко В.И. Разработка адаптационной методики расчета тепловых схем ахарных заводов.– Сб. докладов V ежегодной международной научно-практической конференции «САХАР-2005». М.: 2005, С.208-211.
33. Гуревич М.С., Федоров П.Д. Теплосиловое хозяйство сахарных заводов.– К.: Техническая литература УССР, 1962.–372 с.

Контрольні питання

1. Вимоги технологічного процесу до теплового режиму на основних дільницях бурякоцукрового виробництва.
2. Основні напрями удосконалення теплових схем цукрових заводів на сучасному етапі.
3. Методи зменшення витрат пари в тепловій схемі цукрового заводу. Їх класифікація за енергозберігаючою дією.
4. Проблема ефективного використання тепла вторинних джерел для нагріву дифузійного або преддефекованого соку.
5. Деамонізація надлишкових конденсатів для живлення дифузійних апаратів.
6. Раціональна схема відведення конденсатів із паровикористовуючого обладнання.
7. Заходи, які забезпечують можливість перевodu обігріву вакуум-апаратів на пару більш низького потенціалу.
8. Призначення та принцип роботи термокомпресорних установок для цукрової промисловості.
9. Особливості теплових схем з попереднім випаровуванням соку.
10. Будова та принципи роботи випарних апаратів з природною циркуляцією, плівкових та пластинчатих випарних апаратів.
11. Теплова ефективність підігрівачів. Достоїнства та недоліки кожухотрубних, секційних та пластинчатих підігрівачів.
12. Яку приблизно кількість води випаровують у випарній установці на 100 кг буряків.
13. Який рівень соку має підтримуватися в корпусах випарної установки.
14. Фізико-хімічна та гідростатична температурні депресії, порядок їх величин.
15. Принципи встановлення раціонального температурного режиму випарної установки.
16. Яка температура конденсату, що відводиться із окремих корпусів випарної установки та іншого паровикористовуючого обладнання.
17. Вплив перегріву ретурної пари на теплотехнічні та технологічні показники.
18. Що представляють собою неконденсуючі гази, чому їх необхідно видаляти.

19. Принципи створення розрідрення в вакуум-апаратах і останньому корпусі випарної установки. Схеми та конструкції барометричних конденсаторів.
20. Які причини низької концентрації сиропу, отриманого у випарній установці.
21. На підставі чого можливо зробити висновок про загорянні накипом або пригорянні поверхні теплообміну випарної установки.
22. Можливі причини потрапляння цукру в конденсат.
23. Які причини можуть приводити до значного наростання кольоровості сиропу у випарній установці.
24. Як змінюється чистота соку при його згущенні у випарній установці.
25. Що таке загоряння випарної установки, приблизний склад накипу.
26. Який порядок величин втрат цукрози в випарній установці та основні фактори, що впливають на величину втрат.
27. Величина нормативних витрат пари на випарку.
28. Що необхідно робити при зменшенні подачі соку у випарну установку або при його відсутності.

Залежність температури водяної пари від манометричного тиску (при барометричному тиску 1,02 кгс/см²)

P _{ман}	t, °C	P _{ман}	t, °C	P _{ман}	t, °C	P _{ман}	t, °C
-0,92	45,46	-0,45	84,16	0,02	100,19	0,49	111,00
-0,91	47,33	-0,44	84,60	0,03	100,46	0,50	111,19
-0,90	49,06	-0,43	85,03	0,04	100,73	0,51	111,39
-0,89	50,68	-0,42	85,46	0,05	100,99	0,52	111,59
-0,88	52,18	-0,41	85,89	0,06	101,25	0,53	111,78
-0,87	53,60	-0,40	86,30	0,07	101,51	0,54	111,98
-0,86	54,94	-0,39	86,71	0,08	101,77	0,55	112,17
-0,85	56,21	-0,38	87,12	0,09	102,03	0,56	112,36
-0,84	57,42	-0,37	87,52	0,10	102,28	0,57	112,55
-0,83	58,57	-0,36	87,92	0,11	102,54	0,58	112,74
-0,82	59,67	-0,35	88,31	0,12	102,79	0,59	112,93
-0,81	60,73	-0,34	88,70	0,13	103,04	0,60	113,12
-0,80	61,74	-0,33	89,08	0,14	103,28	0,61	113,30
-0,79	62,72	-0,32	89,45	0,15	103,53	0,62	113,49
-0,78	63,66	-0,31	89,83	0,16	103,77	0,63	113,67
-0,77	64,57	-0,30	90,20	0,17	104,01	0,64	113,86
-0,76	65,44	-0,29	90,56	0,18	104,25	0,65	114,04
-0,75	66,29	-0,28	90,92	0,19	104,49	0,66	114,22
-0,74	67,11	-0,27	91,27	0,20	104,73	0,67	114,40
-0,73	67,91	-0,26	91,63	0,21	104,97	0,68	114,58
-0,72	68,69	-0,25	91,97	0,22	105,20	0,69	114,76
-0,71	69,44	-0,24	92,32	0,23	105,43	0,70	114,94
-0,70	70,17	-0,23	92,66	0,24	105,66	0,71	115,12
-0,69	70,89	-0,22	93,00	0,25	105,89	0,72	115,30
-0,68	71,58	-0,21	93,33	0,26	106,12	0,73	115,47
-0,67	72,26	-0,20	93,66	0,27	106,35	0,74	115,65
-0,66	72,92	-0,19	93,99	0,28	106,57	0,75	115,82
-0,65	73,57	-0,18	94,31	0,29	106,80	0,76	116,00
-0,64	74,20	-0,17	94,63	0,30	107,02	0,77	116,17
-0,63	74,82	-0,16	94,95	0,31	107,24	0,78	116,34
-0,62	75,43	-0,15	95,26	0,32	107,46	0,79	116,51
-0,61	76,02	-0,14	95,57	0,33	107,68	0,80	116,68
-0,60	76,60	-0,13	95,88	0,34	107,89	0,81	116,85
-0,59	77,17	-0,12	96,19	0,35	108,11	0,82	117,02
-0,58	77,73	-0,11	96,49	0,36	108,32	0,83	117,19
-0,57	78,27	-0,10	96,79	0,37	108,54	0,84	117,36
-0,56	78,81	-0,09	97,09	0,38	108,75	0,85	117,52
-0,55	79,34	-0,08	97,38	0,39	108,96	0,86	117,69
-0,54	79,86	-0,07	97,67	0,40	109,17	0,87	117,86
-0,53	80,37	-0,06	97,96	0,41	109,37	0,88	118,02
-0,52	80,87	-0,05	98,25	0,42	109,58	0,89	118,18
-0,51	81,36	-0,04	98,53	0,43	109,79	0,90	118,35
-0,50	81,85	-0,03	98,82	0,44	109,99	0,91	118,51
-0,49	82,32	-0,02	99,10	0,45	110,19	0,92	118,67
-0,48	82,79	-0,01	99,37	0,46	110,40	0,93	118,83
-0,47	83,25	0,00	99,65	0,47	110,60	0,94	118,99

$P_{\text{МН}}$	$t, ^\circ\text{C}$	$P_{\text{МН}}$	$t, ^\circ\text{C}$	$P_{\text{МН}}$	$t, ^\circ\text{C}$	$P_{\text{МН}}$	$t, ^\circ\text{C}$
-0,46	83,71	0,01	99,92	0,48	110,80	0,95	119,15
0,96	119,31	1,43	126,15	1,90	131,99	2,37	137,11
0,97	119,47	1,44	126,28	1,91	132,10	2,38	137,21
0,98	119,63	1,45	126,41	1,92	132,22	2,39	137,32
0,99	119,79	1,46	126,55	1,93	132,33	2,40	137,42
1,00	119,94	1,47	126,68	1,94	132,45	2,41	137,52
1,01	120,10	1,48	126,81	1,95	132,56	2,42	137,62
1,02	120,25	1,49	126,94	1,96	132,68	2,43	137,72
1,03	120,41	1,50	127,07	1,97	132,79	2,44	137,82
1,04	120,56	1,51	127,20	1,98	132,90	2,45	137,92
1,05	120,72	1,52	127,33	1,99	133,02	2,46	138,03
1,06	120,87	1,53	127,46	2,00	133,13	2,47	138,13
1,07	121,02	1,54	127,59	2,01	133,24	2,48	138,23
1,08	121,17	1,55	127,72	2,02	133,35	2,49	138,33
1,09	121,32	1,56	127,85	2,03	133,47	2,50	138,43
1,10	121,48	1,57	127,97	2,04	133,58	2,51	138,53
1,11	121,63	1,58	128,10	2,05	133,69	2,52	138,62
1,12	121,77	1,59	128,23	2,06	133,80	2,53	138,72
1,13	121,92	1,60	128,36	2,07	133,91	2,54	138,82
1,14	122,07	1,61	128,48	2,08	134,02	2,55	138,92
1,15	122,22	1,62	128,61	2,09	134,13	2,56	139,02
1,16	122,37	1,63	128,73	2,10	134,24	2,57	139,12
1,17	122,51	1,64	128,86	2,11	134,35	2,58	139,22
1,18	122,66	1,65	128,98	2,12	134,46	2,59	139,31
1,19	122,81	1,66	129,11	2,13	134,57	2,60	139,41
1,20	122,95	1,67	129,23	2,14	134,68	2,61	139,51
1,21	123,09	1,68	129,36	2,15	134,79	2,62	139,61
1,22	123,24	1,69	129,48	2,16	134,90	2,63	139,70
1,23	123,38	1,70	129,60	2,17	135,00	2,64	139,80
1,24	123,52	1,71	129,72	2,18	135,11	2,65	139,90
1,25	123,67	1,72	129,85	2,19	135,22	2,66	139,99
1,26	123,81	1,73	129,97	2,20	135,33	2,67	140,09
1,27	123,95	1,74	130,09	2,21	135,43	2,68	140,18
1,28	124,09	1,75	130,21	2,22	135,54	2,69	140,28
1,29	124,23	1,76	130,33	2,23	135,65	2,70	140,37
1,30	124,37	1,77	130,45	2,24	135,75	2,71	140,47
1,31	124,51	1,78	130,57	2,25	135,86	2,72	140,57
1,32	124,65	1,79	130,69	2,26	135,96	2,73	140,66
1,33	124,79	1,80	130,81	2,27	136,07	2,74	140,75
1,34	124,93	1,81	130,93	2,28	136,18	2,75	140,85
1,35	125,06	1,82	131,05	2,29	136,28	2,76	140,94
1,36	125,20	1,83	131,17	2,30	136,38	2,77	141,04
1,37	125,34	1,84	131,29	2,31	136,49	2,78	141,13
1,38	125,47	1,85	131,40	2,32	136,59	2,79	141,22
1,39	125,61	1,86	131,52	2,33	136,70	2,80	141,32
1,40	125,74	1,87	131,64	2,34	136,80	2,81	141,41
1,41	125,88	1,88	131,75	2,35	136,90	2,82	141,50

При барометричному тиску відмінному від $1,02 \text{ кгс/см}^2$ величина манометричного тиску збільшується або зменшується на величину зміни барометричного тиску.

Густина соку в залежності від концентрації та температури, кг/м³

Темпе- ратура	Вода	Концентрація соку, %													
		5	10	15	20	25	30	35	40	45	50	55	60	65	70
0	999,8	1020,1	1040,9	1062,5	1084,8	1108,0	1132,1	1157,0	1182,8	1209,5	1237,1	1265,6	1295,1	1325,4	1356,7
10	999,7	1019,6	1040,1	1061,3	1083,3	1106,2	1129,9	1154,5	1180,0	1206,4	1233,8	1262,0	1291,1	1321,2	1352,2
20	998,2	1017,8	1038,0	1059,0	1080,7	1103,3	1126,8	1151,2	1176,5	1202,6	1229,7	1257,7	1286,6	1316,5	1347,3
30	995,7	1015,2	1035,1	1055,8	1077,4	1099,8	1123,1	1147,2	1172,3	1198,3	1225,2	1253,0	1281,8	1311,5	1342,1
40	992,4	1011,7	1031,4	1052,0	1073,3	1095,6	1118,7	1142,7	1167,6	1193,5	1220,3	1248,0	1276,6	1306,2	1336,7
50	988,3	1007,4	1027,1	1047,5	1068,7	1090,8	1113,8	1137,7	1162,5	1188,3	1214,9	1242,5	1271,1	1300,6	1331,0
60	983,5	1002,5	1022,0	1042,3	1063,5	1085,5	1108,4	1132,2	1157,0	1182,6	1209,2	1236,8	1265,3	1294,7	1325,1
70	978,1	997,0	1016,4	1036,7	1057,7	1079,7	1102,6	1126,3	1151,0	1176,7	1203,2	1230,7	1259,2	1288,6	1319,0
80	972,0	990,9	1010,3	1030,5	1051,5	1073,4	1096,3	1120,0	1144,7	1170,3	1196,9	1224,4	1252,9	1282,4	1312,8
90	965,4	984,2	1003,6	1023,8	1044,8	1066,8	1089,6	1113,4	1138,1	1163,7	1190,3	1217,9	1246,4	1275,9	1306,3
100	958,3	977,1	996,5	1016,7	1037,7	1059,7	1082,6	1106,4	1131,1	1156,8	1183,4	1211,1	1239,6	1269,2	1299,8
110	950,6	969,5	988,9	1009,2	1030,3	1052,3	1075,2	1099,0	1123,8	1149,6	1176,3	1204,0	1232,7	1262,4	1293,0
120	942,5	961,5	981,0	1001,3	1022,4	1044,5	1067,5	1091,4	1116,3	1142,2	1169,0	1196,8	1225,6	1255,4	1286,2
130	934,1	953,1	972,6	993,0	1014,3	1036,4	1059,5	1083,6	1108,6	1134,5	1161,5	1189,4	1218,3	1248,3	1279,2

Теплоємність соку в залежності від концентрації та температури в ккал/(кг·°C)

Темпе- ратура	Концентрація соку, %													
	0	10	15	20	25	30	35	40	45	50	55	60	65	70
0	1,01	0,95	0,92	0,88	0,85	0,82	0,79	0,76	0,73	0,70	0,67	0,64	0,61	0,58
10	1,00	0,94	0,91	0,88	0,85	0,82	0,79	0,76	0,73	0,70	0,67	0,64	0,61	0,59
20	1,00	0,94	0,91	0,88	0,85	0,83	0,80	0,77	0,74	0,71	0,68	0,65	0,62	0,60
30	1,00	0,94	0,91	0,89	0,86	0,83	0,80	0,77	0,75	0,72	0,69	0,66	0,63	0,61
40	1,00	0,94	0,92	0,89	0,86	0,83	0,81	0,78	0,75	0,73	0,70	0,67	0,65	0,62
50	1,00	0,94	0,92	0,89	0,87	0,84	0,81	0,79	0,76	0,74	0,71	0,68	0,66	0,63
60	1,00	0,95	0,92	0,90	0,87	0,85	0,82	0,80	0,77	0,75	0,72	0,70	0,67	0,65
70	1,00	0,95	0,93	0,90	0,88	0,85	0,83	0,81	0,78	0,76	0,73	0,71	0,68	0,66
80	1,00	0,96	0,93	0,91	0,89	0,86	0,84	0,82	0,79	0,77	0,75	0,72	0,70	0,68
90	1,00	0,96	0,94	0,91	0,89	0,87	0,85	0,82	0,80	0,78	0,76	0,73	0,71	0,69
100	1,01	0,96	0,94	0,92	0,90	0,88	0,86	0,83	0,81	0,79	0,77	0,75	0,73	0,71
110	1,01	0,97	0,95	0,93	0,91	0,89	0,87	0,84	0,82	0,80	0,78	0,76	0,74	0,72
120	1,01	0,97	0,95	0,93	0,91	0,89	0,88	0,86	0,84	0,82	0,80	0,78	0,76	0,74
130	1,02	0,98	0,96	0,94	0,92	0,90	0,88	0,87	0,85	0,83	0,81	0,79	0,77	0,75

Костянтин Остапович Штангеев

Раціоналізація теплового господарства цукрових заводів

Навчальний посібник. – К.: ІПДО НУХТ, 2006, –86 с.

Редактор Л.М. Вишенська

Обсяг 3,5 друк. арк..

Наклад 120 прим.

ІПДО НУХТ

Міністерство освіти і науки України.

2006

Поліграфічний центр Національного університету харчових технологій.
Київ, вул. Володимирська, 68.