



**МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ
ІНСТИТУТ ПІСЛЯДИПЛОМНОЇ ОСВІТИ**

К.О. Штангесєв



**НАУКОВО-ПРАКТИЧНИЙ ЦЕНТР
ЦУКРОБУРЯКОВОГО
ВИРОБНИЦТВА**

(за підтримки)

ТЕПЛОВЕ ГОСПОДАРСТВО ЦУКРОВИХ ЗАВОДІВ

*(Дисципліна: теплове господарство)
Навчальний посібник*

Київ 2021

Рецензенти:

Л.І. Чернявська, доктор технічних наук, професор, завідувач лабораторії якості сировини відділу технології цукру, цукровмісних продуктів та інгредієнтів Інституту продовольчих ресурсів НААН України

К.Д. Скорик, кандидат технічних наук, доцент, професор кафедри виробництва цукру та сахаридів Інституту післядипломної освіти НУХТ

Штангеев К.О. Теплове господарство цукрових заводів

(дисципліна: теплове господарство)

Навчальний посібник – К.: ПДО НУХТ, 2021. – 80 с.

Сучасні цукрові заводи мають складне енергетичне господарство і витрачають значну кількість палива, електричної енергії, тепла у вигляді пари і гарячої води.

Характерною особливістю теплового господарства цукрових заводів є різноманітність складових та їх тісний зв'язок із технологічними процесами.

Парогенератори ТЕЦ працюють по тепловому графіку – тобто забезпечують потреби технологічного процесу, а турбогенератори, оснащені турбінами з протитиском, по електричному графіку – виробляють електроенергію у відповідності із виробничими потребами.

Теплотехнологія цукрового виробництва є дуже показовим і певною мірою унікальним зразком комплексної реалізації теплових і технологічних процесів.

Оптимальний перебіг технологічних процесів вимагає належних температурних умов, які забезпечуються нагріванням напівпродуктів на різних стадіях реалізації теплотехнологічних процесів, зокрема, при екстракції цукру з буряків, очищенні дифузійного соку, підготовці соку до згущення.

Навчальний посібник призначено для підвищення рівня поінформованості та оновлення професійних знань фахівців технологічної служби цукрових заводів, а також технічних керівників і спеціалістів цукрових заводів і підприємств харчової промисловості; студентів вищих навчальних закладів технологічного профілю.

Укладач: К.О. Штангеев, кандидат технічних наук, доцент, завідувач кафедри виробництва цукру та сахаридів Інституту післядипломної освіти НУХТ

Видано за сприяння: Науково-практичного центру цукробурякового виробництва

Схвалено на засіданні кафедри виробництва цукру та сахаридів.

Протокол № 6 від 28 травня 2021 р.

©Штангеев К.О.



ЗМІСТ

ВСТУП	4
1. Енергетика бурякоцукрового заводу	6
2. Теплові схеми цукрових заводів	12
2.2. Структура витрат тепла в технологічному процесі бурякоцукрового виробництва	28
2.2.1. Структура витрат теплової енергії у бурякопереробному відділенні	29
2.2.2. Витрата теплав процесі очищення соку	31
2.2.3. Витрата тепла (пари) у продуктовому відділенні	35
2.3. Принципи зменшення витрат пари на технологічні потреби	
2.3.1. Основні принципи економії пари в технологічному процесі	38
2.3.2. Класифікація енергозберігаючих заходів за принципом їхньої дії	39
2.3.3. Забезпечення необхідної концентрації сиропу	41
2.3.4. Ефективність методів регулювання концентрації сиропу із ВУ	42
2.3.4.1. Застосування компресії вторинної пари ВУ і зміна кількості стисненої пари	42
2.3.4.2. Зміна виходу пари з останнього корпусу ВУ в конденсатор	44
2.3.4.3. Зміна величини використання тепла вторинних джерел - ВЕР	45
2.3.4.4. Зміна тиску гріючої пари першого корпусу ВУ	47
2.3.4.5. Переключення обігріву споживачів на пару іншого корпусу ВУ або підключення (відключення) додаткових підігрівників	48
2.3.4.6. Використання перепусків пари між корпусами ВУ	49
2.3.4.7. Подача води в збірник перед ВУ	49
2.4. Умови підвищення кратності випаровування ВУ	49
2.5. Характеристика основних енергозберігаючих заходів	51
2.6. Використання спрощених розрахунків теплових схем цукрових завод	54
2.7. Поточні випробовування теплової схеми цукрового заводу	57
2.7.1. Випробування випарної установки	57
2.7.2. Випробування підігрівників	59
2.7.3. Практичний розрахунок середнього часу перебування розчину в ВУ	60
3. Визначення температурного режиму на вестаті заводу	63
3.1. Методики розрахунку температури відкачки дифузійного соку	63
3.1.1. Розрахунок теплового балансу дифузійної установки колонного типу	64
3.1.2. Розрахунок теплового балансу дифузійної установки похилого типу	67
3.2. Методика розрахунку тепловтрат при сатурації	70
ДОДАТКИ	75
СПИСОК ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ	80



ВСТУП

Сучасні цукрові заводи мають складне енергетичне господарство і витрачають значну кількість палива, електричної енергії, тепла у вигляді пари і гарячої води.

До складу їх енергетичного господарства входять ТЕЦ для виробництва теплової та електричної енергії та вапняно-випалювальні печі для технологічних потреб, а також жомосушильні відділення. Підприємства мають розгалужені системи розподілу як електричної енергії, так і теплової енергії у вигляді пари, конденсатів, води, димових газів та повітря.

Характерною особливістю теплового господарства цукрових заводів є різноманітність складових та їх тісний зв'язок із технологічними процесами.

Парогенератори ТЕЦ працюють по тепловому графіку – тобто забезпечують потреби технологічного процесу, а турбогенератори, оснащені турбінами з протитиском, по електричному графіку – виробляють електроенергію у відповідності із виробничими потребами.

Теплотехнологія цукрового виробництва є дуже показовим і певною мірою унікальним зразком комплексної реалізації теплових і технологічних процесів.

Оптимальний перебіг технологічних процесів вимагає належних температурних умов, які забезпечуються нагріванням напівпродуктів на різних стадіях реалізації теплотехнологічних процесів, зокрема, при екстракції цукру з буряків, очищенні дифузійного соку, підготовці соку до згущення.

«Серцем» системи теплоенерговикористання цукрового заводу є випарна установка (ВУ), яка споживає понад 90 % пари, що надходить на технологічні потреби заводу, а також генерує вторинну пару для забезпечення роботи підігрівників, вакуум-апаратів та інших споживачів.

Процес згущення соку є класичним теплотехнологічним процесом, результат досягається випаровуванням води.

Використання в тепловій схемі заводу пари, кількість параметрів якої більша на одиницю числа корпусів ВУ, обумовлює наявність у цукрових заводах складних парових і конденсатних систем. Їх досконалість характеризується мінімально досяжною величиною витрати пари на технологічні потреби, яку слід забезпечити з урахуванням можливих змін технологічного режиму та режиму відборів вторинної пари із корпусів ВУ, зокрема, на періодично діючі вакуум-апарати.

Ощадливе 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.

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 десятиріччя питомі витрати палива скоротилися у два і більше разів, а на кращих бурякоцукрових заводах величина комплексної питомої витрати умовного палива досягла значень 2,0...2,5 % до маси буряків (до м.б.).

Цьому досягненню сприяли тверда законодавча політика держав в сфері енергозбереження та 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.

Апробовані передові підходи до вирішення проблеми енергозбереження сьогодні



широко впроваджуються у світі як на бурякоцукрових заводах, так і на заводах з переробки цукрової тростини.

Для цукрових заводів України світовий досвід з енергозбереження й удосконалювання теплових схем і теплообмінного обладнання вельми актуальний, оскільки в силу соціально-економічних потрясінь вони істотно відстали у цьому напрямку. Питомі витрати умовного палива на бурякоцукрових заводах України, в нинішній час, складають від 3,5 до 4,5 % до м.б.

Оскільки всі цукрові заводи мають відмінності в технологічному оформленні, відрізняються за умовами роботи, якістю сировини, одні й ті самі енергозберігаючі заходи на різних підприємствах можуть мати відмінності за величиною ефективності економії енергоресурсів. У деяких випадках впровадження енергозберігаючих заходів може навіть давати збільшення витрат ПЕР.

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

Окрім вказаних згаданих теплових процесів, які відносяться до низькотемпературних (температури менші 200°C), в теплотехніці цукрового виробництва мають місце високотемпературні тепло-і масообмінні процеси при сушці жому ($800-900^{\circ}\text{C}$) та випалі вапняку ($1000-1200^{\circ}\text{C}$).



1. Енергетика бурякоцукрового заводу

Джерелом теплової та електричної енергії цукрових заводів є ТЕЦ, що розташовуються на їх території. Працюють цукрові заводи сезонно, причому сезон роботи заводів збігається з періодом максимального навантаження енергосистеми, коли вводяться в дію резервні, менш економічні електростанції. Доцільно, щоб в цей період цукрові заводи не користувалися електроенергією із систем.

Цукрові заводи є порівняно великими добовими рівномірними споживачами технологічної пари низьких параметрів (0,35 МПа, 140°C) та електроенергії.

Крім цього споживається паливо прямого використання для випалу вапняку або крейди при виробництві вапна та вуглекислого газу, для сушки жому і інших технічних потреб.

В нинішній час на цукрових заводах України використовуються ТЕЦ низьких (до 16-24 бар) та середніх (40 бар) параметрів гострої пари.

В якості палива використовуються природний газ, вугілля різних марок, торф та паливні пелети.

Потреба цукрового заводу в тепловій енергії задовольняється за рахунок відпрацьованої в парових турбінах пари та редукованої гострої пари із парогенераторів, а в електричній енергії - головним чином за рахунок виробництва електроенергії власними турбогенераторами.

Через специфічні умови розташування і режиму роботи цукрових заводів централізоване постачання інших підприємств (молокозаводів, спиртових заводів, заводів лимонної кислоти і ін.) парою та електроенергією від ТЕЦ цукрових заводів України в нинішній час відсутнє.

В енергоспоживанні цукрових заводів визначилися дві тенденції: удосконалення теплоспоживання у технологічному процесі призвело до зменшення питомих витрат пари, в той же час питомі витрати електричної енергії зазнали незначних змін. Якщо раніше значна кількість цукрових заводів мали надлишковий потенціал по виробництву електричної енергії і вишукували можливість видавати надлишок електроенергії у мережу, то із зменшенням питомих витрат пари на технологічні потреби виник дефіцит виробництва електроенергії власної генерації. Ряд ТЕЦ цукрових заводів, передусім з низькими параметрами пари, вимушені були скидати частину відпрацьованої у турбінах пари в атмосферу задля забезпечення виробництва необхідною кількістю електроенергії. Це нівелювало ефект впроваджених енергозберігаючих заходів.

Тенденція зростання частки електричної енергії відносно теплової вимагає зміни характеристик ТЕЦ з метою збільшення виробітку частки електричної енергії на тепловому споживанні. Це забезпечується підвищенням параметрів гострої пари ТЕЦ. В світі історичні рівні тиску пара становлять 24, 40 і 64 бар, а деякі заводи Європейського союзу зараз використовують пару тиском від 80 до 100 бар. Підвищення тиску супроводжується також підвищенням температури, яка, однак, обмежується приблизно 530°C, що дозволяє використовувати менш дорогу феритну сталь як матеріал для пароперегрівачів. Також обмежується тиск пари через термодинамічні властивості циклу водяної пари з метою уникання роботи турбін в зоні вологої пари де виникає загроза ерозії лопаток турбіни.

Сучасна турбіна, що працює при параметрах гострої пари 80 бар і температурі перегрітої пари 525°C при протитиску на вихлопі турбіни 3,0 бар, має ізоентропічну ефективність (відношення реального та ізоентропічного падіння ентальпії пари) 0,88. Розширення пари закінчується при температурі вихлопу 145°C, яка значно перевищує стан насичення.



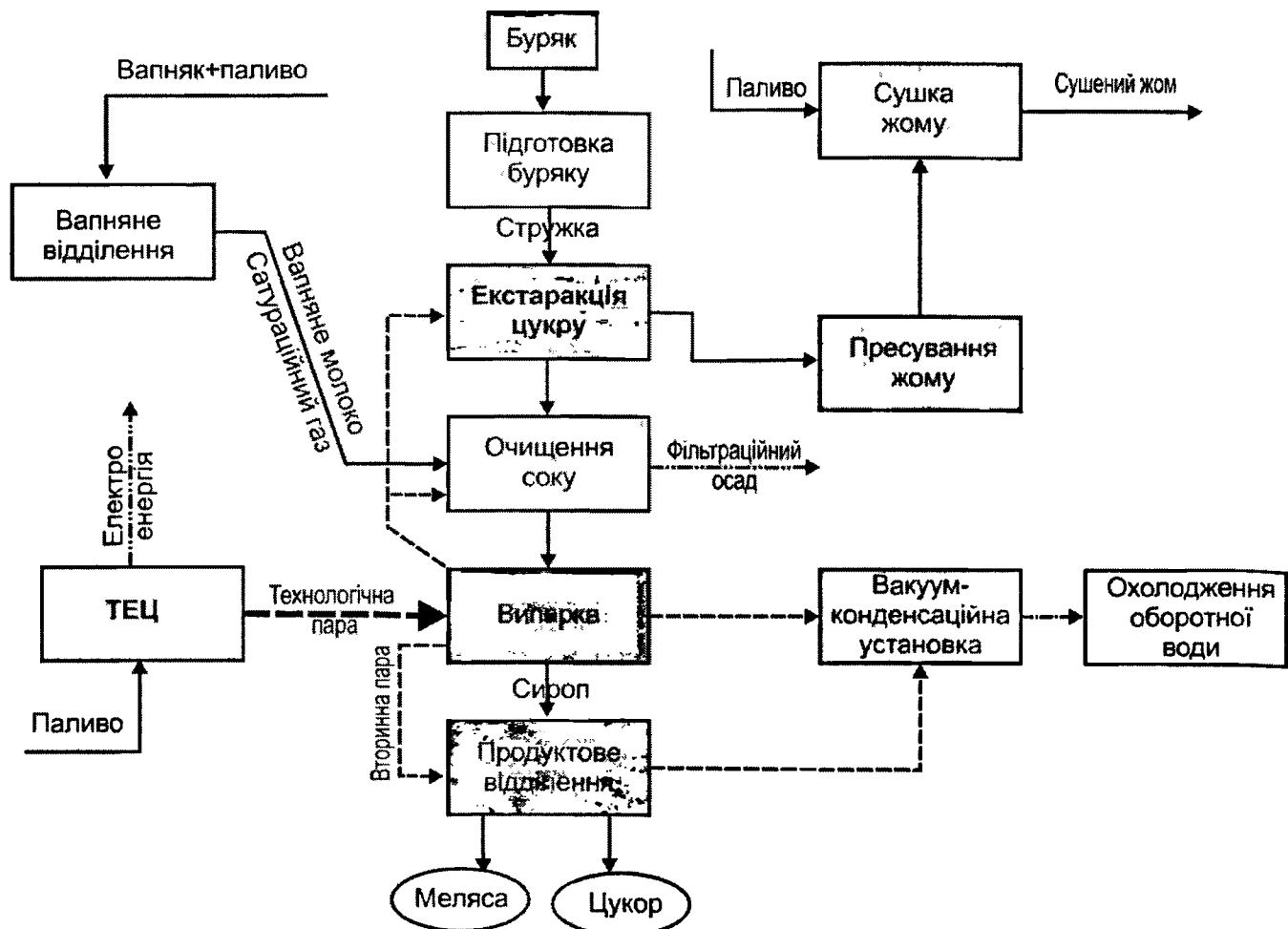


Рис. 1.1. Принципова схема технологічних та енергетичних потоків бурякоцукрового виробництва

За умови незмінної ефективності турбіни, при тиску гострої пари 120 бар, та температурі до 530°C, пара на вихлопі турбіни розширюється до ступеню сухості $x = 0,975$, тобто вміст крапель води буде становити 2,5%. Щоб уникнути проблем ерозії лопаток в турбіні цього слід уникати або ж застосовувати турбіни спеціальної конструкції; тобто тиск гострої пари 80-85 бар – це реально максимальний тиск, який в нинішній час може бути прийнятний в ТЕЦ цукрового заводу при використанні турбін з протитиском.

На сучасних цукрових заводах України, в основному, витримується баланс попиту електричної та теплової енергії. Але якщо потреба в тепловій енергії і надалі буде зменшуватися, то існуючий паровий цикл вже не зможе забезпечувати достатню для потреб виробництва кількість електроенергії. Дефіцит електроенергії може бути покритий за рахунок споживання із зовнішньої мережі, але цьому перешкоджає регулярне і непередбачуване зростання тарифів на електроенергію та інші фактори.

Забезпечення балансу теплової і електричної енергії можливе при застосуванні в ТЕЦ цукрового заводу турбін із промисловим відбором пари. Але такі турбіни дорожчі і складніші в експлуатації.

Розглядалися також варіанти використання газових турбін малої потужності з використанням вихлопу відпрацьованих газів, які мають високу температуру, в парогенераторах-утілізаторах (парогазовий цикл) або для сушіння жому.

Функція парового котла полягає в тому, щоб спалювати паливо і генерувати пар, який може подаватися в турбіну та потім використовуватися для технологічних потреб. Тип парогенератора, який найбільш часто використовується в цукровій промисловості, – це водотрубний парогенератор з природною циркуляцією, який має топку з екранними



трубами та конвективні поверхні нагріву живильної води, повітря та перегріву пари.

З урахуванням сезонності роботи цукрових заводів, ці парогенератори мають бути дешевими але із достатньо високими показниками економічності (коефіцієнтом корисної дії – к.к.д.) та надійності.

Також важливою є проблема вибору виду палива.

Природний газ, газові марки вугілля (останнім часом) застосовуються як паливо найширше. Однак співвідношення їх цін не є сталим і через це виникають ризики при переході із одного виду палива на інше.

Паливо відрізняється існуючою кількістю викидів та витрат на контроль викидів (SO_2 та NO_x). Ця стаття витрат з часом може набутися значної ваги.

Ефективність використання палива в ТЕЦ для виробництва теплової та електричної енергії залежить від виду і способу спалювання палива, к.к.д. брутто парових котлів, витрат теплової та електричної енергії на власні потреби, а також від величини втрат тепла, пов'язаних з його відпуском споживачам, у тому числі і для цукрового виробництва.

Основними показниками, що повною мірою характеризують ефективність використання палива в ТЕЦ є:

- питомі витрати умовного палива на відпуск теплової енергії - $b_{m.e.}^{TEC}$;
- питомі витрати умовного палива на відпуск електроенергії - $b_{e.e.}^{TEC}$

Ці основні показники визначаються за наступними формулами:

$$b_{m.e.}^{TEC} = \frac{B_{m.e.} \cdot 10^3}{Q_{TEC}^{відп}}, \text{ кг у.п./Гкал}; \quad (1.1)$$

$$b_{e.e.}^{TEC} = \frac{B_{e.e.} \cdot 10^6}{E_{TEC}^{відп}}, \text{ кг у.п./МВт-г.}; \quad (1.2)$$

де:

$B_{m.e.}$ - кількість умовного палива, витраченого ТЕЦ на виробництво теплової енергії, кг;

$Q_{TEC}^{відп}$ - кількість теплової енергії, відпущеної ТЕЦ зовнішнім споживачам, Гкал;

$B_{e.e.}$ - кількість умовного палива, витраченого ТЕЦ на виробництво елект. енергії, кг;

$E_{TEC}^{відп}$ - кількість електр. енергії, відпущеної із ТЕЦ зовнішнім споживачам, МВт год.

В умовах ТЕЦ цукрового заводу вимірюється лише загальна кількість палива, витраченого на відпуск теплової та електричної енергії за певний період - B_{TEC} . Виконати прямі виміри величин $B_{m.e.}$ і $B_{e.e.}$ – неможливо. Тому застосовується розрахунково-аналітичний метод.

Величини $B_{m.e.}$ та $B_{e.e.}$ визначаються розрахунковим шляхом відповідно до інших нормативних та вимірюваних показників. Розподіл витрат палива на виробництво теплової та електричної енергії виконується з застосуванням фізичного методу – відповідно до теплового еквіваленту кожного виду енергоресурсів.

Якщо ТЕЦ цукрового заводу поставляє частину електроенергії в енергосистему, витрати палива на виробництво цієї частини електроенергії визначаються згідно діючої в системі Міністерства енергетики України методики розподілу витрат палива на теплових електростанціях на відпущену електричну і теплову енергію при їх комбінованому виробництві.

Таким чином, загальна кількість умовного палива, витраченого ТЕЦ на виробництво і відпуск теплової та електричної енергії для кожного періоду експлуатації може бути визначена за формулою:

$$B_{TEC} = \frac{Q_k^{бр} \cdot 100}{7 \cdot \eta_k^{бр}}, \text{ т у.п./год.}, \quad (1.3)$$



де: $\eta_k^{бр}$ – к.к.д. бруто парогенераторів, %. Приймається згідно режимних карт парогенераторів. При роботі кількох парогенераторів визначається як середньозважена величина:

$$\eta_k^{бр} = \frac{D_1 \cdot \eta_1 + D_2 \cdot \eta_2 + \dots + D_n \cdot \eta_n}{D_1 + D_2 + \dots + D_n} \quad (1.4)$$

Загальна кількість тепла бруто, яка вироблена в ТЕЦ, визначається із рівняння:

$$Q_k^{бр} = (Q_{ТЕЦ}^{відн} + Q_e + Q_{вт}^{відн} + Q_{вт}) \cdot \frac{1}{\eta_{мн}}, \text{ Гкал/год.}, \quad (1.5)$$

де тепло, відпущене ТЕЦ:

$$Q_{ТЕЦ}^{відн} = \frac{H_q^{б.і} \cdot A_{цукр}^{цукр}}{24 \cdot 1000} + Q_{інш}, \text{ Гкал/год.},$$

$H_q^{б.і}$ – питома норма витрат теплової енергії на переробку цукрових буряків для і-го періоду, Мкал/т б.;

$A_{цукр}^{цукр}$ – встановлена середньодобова норма переробки буряків для отримання цукру-піску в і-тому періоді роботи заводу, т/доб.;

$Q_{інш}$ – інші зовнішні, не технологічні, споживачі теплової енергії, Гкал/год.

Q_e – витрати тепла на виробництво електричної енергії, в тому числі електроенергії, витраченої на власні потреби ТЕЦ. Визначаються для протитискових турбін за формулою:

$$Q_e = \frac{860 \cdot K_T}{\eta_M \cdot \eta_{ГГ} \cdot 10^6} \cdot E, \text{ Гкал/год.} \quad (1.6)$$

де: K_T – коефіцієнт, що враховує втрати тепла, пов'язані з роботою турбоагрегату.

η_M та $\eta_{ГГ}$ – механічні к.к.д. парової турбіни та к.к.д. генератору в долях одиниці.

E – загальне виробництво електричної енергії в ТЕЦ за годину роботи, кВт·год.

Величина E визначається у відповідності з питомими витратами електроенергії на переробку буряків та споживанням електроенергії на виробничі потреби, не пов'язані з виробництвом цукру із буряків (виробництво сушеного жому, лимонної кислоти і ін.), а також з відпуском електроенергії стороннім споживачам.

$$Q_{вт}^{відн} = Q_{вт}^1 + Q_{вт}^2 + Q_{вт}^3 + Q_{вт}^4 -$$

загальні втрати тепла, пов'язані з відпуском його зовнішнім споживачам. Дорівнюють сумі втрат тепла в атмосферних деаераторах внаслідок випару $Q_{вт}^1$, втрат тепла із продувкою парових котлів – $Q_{вт}^2$, втрат тепла в бойлерній установці – $Q_{вт}^3$ і інших втрат тепла в ТЕЦ-

$$Q_{вт}^4 = 0,005 \times Q_{ТЕЦ}^{відн}, \text{ Гкал.}$$

Втрати тепла з випаром деаераторів атмосферного тиску становлять:

$$Q_{вт}^1 = D_k \cdot (t_k - 104), \text{ Гкал/год.} \quad (1.7)$$

де D_k – витрата конденсатів в деаератор, т/год.;

t_k – температура конденсатів, які повертаються в ТЕЦ, °С

Для деаераторів підвищеного тиску $Q_{вт}^1 = 0$.

Втрати теплової енергії з продувками парогенераторів:

$$Q_{вт}^2 = D_{nn} \frac{a_\phi}{10^5} \cdot (i_{кв} - i_{жв}), \text{ Гкал/год.} \quad (1.8)$$

D_{nn} – виробництво перегрітої пари парогенераторами ТЕЦ, т/год.;

a_ϕ – нормативна величина продувки парогенератора, %;

$i_{кв}$ та $i_{жв}$ – ентальпії котлової та живильної води, ккал/кг.

$Q_{вт}^3$ – кількість тепла, витраченого на роботу бойлерної установки, Гкал/год.;

$Q_{вт}^4$ – кількість тепла, витраченого на сушіння жому та ін. допоміжні служби, а також відпущене стороннім споживачам, Гкал/год.

Витрати теплової енергії на власні потреби ТЕЦ $Q_{вт}$ складаються з витрат на:

- нагрів повітря в калориферах перед подачею в парогенератори;
- обдувку поверхонь теплообміну парогенераторів;
- доочистку поверхонь теплообміну парогенераторів;
- турбопривод живильних насосів парогенераторів;
- періодичні регламентні продувки колекторів парогенераторів;
- опалення приміщень ТЕЦ;
- гаряче водопостачання ТЕЦ;
- інші власні потреби ТЕЦ.

Витрати тепла по перших чотирьох пунктах переліку визначаються за фактичними величинами витрат на підприємстві, витрати по останніх пунктах - визначаються за паспортними даними та режимами експлуатації обладнання. При періодичних включеннях визначаються як середньогодинні:

$$Q_i^{см} = \frac{Q_i}{T}, \text{ Гкал/год.} \quad (1.9)$$

де: Q_i – витрати тепла по пунктах вищенаведеного переліку,

T – період включення, год.

Витрати на опалення приміщень ТЕЦ визначаються за формулою:

$$Q_{оп} = x \cdot v \cdot (t_{вн} - t_{зн}) \cdot 10^{-6}, \text{ Гкал/год.} \quad (1.10)$$

де $x = 0,6 \text{ ккал}/(\text{м}^3 \text{ год. } ^\circ\text{C})$ – відносна характеристика приміщень ТЕЦ;

v – об'єм всіх опалювальних приміщень ТЕЦ, м^3 ;

$t_{вн}$ та $t_{зн}$ – температури повітря в приміщеннях та зовнішнього повітря, $^\circ\text{C}$. Середня температура зовнішнього повітря приймається згідно «Методики по визначенню нормативних показників питомих витрат тепла на виробництво цукру при переробці буряків» Додаток 5.

Витрати тепла на санітарно-технічні потреби:

$$Q_{СТ} = 0,8a \cdot ш \cdot (t_{гв} - t_{хв}) \cdot 10^{-6}, \text{ Гкал/год.} \quad (1.11)$$

де: a – середньодобове споживання гарячої води однією людиною, $a = 0,040 \text{ м}^3$;

$ш$ – добова чисельність працюючих в ТЕЦ;

$t_{гв}$ та $t_{хв}$ – температура гарячої та холодної води, $^\circ\text{C}$.

Інші власні потреби ТЕЦ становлять $(0,002...0,003) Q_{к^{бр}}$.

Загальна кількість перегрітої пари, яка виробляється паровими котлами при відповідному режимі експлуатації, визначається за формулою:

$$D_{пт} = \frac{Q_{к^{бр}} \cdot 1000}{i_{пт} - i_{жв}}, \text{ т/год.} \quad (1.12)$$

де: $i_{пт}$ – ентальпія перегрітої пари, ккал/кг;

$i_{жв}$ – ентальпія живильної води після деаераторів, ккал/кг.

Значення величин ентальпій визначаються за табл. Д.4 та Д.5.

Оскільки величини $Q_{вт}^2$, $Q_{вт}^4$ є похідними від $Q_{к^{бр}}$, яку визначають, розрахунок здійснюється методом послідовних наближень (ітерацій) до отримання розходжень між попередніми та розрахунковими значеннями величини $Q_{к^{бр}}$, що не перевищують $0,01 \text{ Гкал/год.}$

Величина витрат палива на виробництво електричної енергії розраховується за формулою:

$$B_{е.е.} = \frac{Q_{е.} \cdot 100 \cdot K}{7 \cdot \eta_{пл} \cdot \eta_{к}} \text{ т у.п./год.} \quad (1.13)$$



Величина витрат палива на виробництво теплової енергії розраховується за формулою:

$$B_{т.е.} = \frac{(Q_{ТЕЦ}^{вс\dot{д}н} + Q_{вт}^{вс\dot{д}н} + Q_{вт}) \cdot 100 \cdot K}{7 \cdot \eta_{ТТ} \cdot \eta_k^{бр}}, \text{т у.п./год.} \quad (1.14)$$

де K – коефіцієнт, який враховує зменшення к.к.д. від змінного навантаження та протягом міжналагодочного періоду порівняно із значеннями в режимній карті парогенератора.

$$K = k_1 \cdot k_2$$

$k_1 = 1,02$ для парогенераторів, які працюють на природному газі;

$k_1 = 1,03$ для парогенераторів, які працюють на топковому мазуті .

Коефіцієнт $k_2 = 1 + 0,007 \cdot \tau$, де τ – тривалість періоду від останньої наладки парогенератору, років (але не більше 3 років).

$\eta_{ТТ}$ – коефіцієнт теплового потоку, що характеризує втрати тепла в тепловій схемі ТЕЦ і складає $0,97 \div 0,99$.

Таблиця 1.1.

Коефіцієнти, що враховують втрати тепла в турбінах протитискового типу та в паропроводах до них, K_T

Номинальна потужність турбіни N_e , кВт	Тиск пари, кгс/см ²		Коефіцієнт K_T
	Робоча	Відпрацьована	
12000	35	5	1,05
6000	35	5	1,13
6000	35	3	1,1
4000	35	3	1,13
2500	35	3	1,175
2500	18...20	3	1,1
2500	15	3	1,16
1500	18...20	3	1,3
1500	15	3	1,34

Таблиця 1.2

Механічний к.к.д. турбін, η_m

Номинальна потужність турбіни N_e , кВт	к.к.д. при навантаженні		
	1,0 N_e	0,75 N_e	0,5 N_e
12000	0,990	0,985	0,975
6000	0,983	0,976	0,975
4000	0,98	0,972	0,965
2500	0,98	0,972	0,965
1500	0,98	0,970	0,955
1000	0,97	0,955	0,935

Таблиця 1.3

Механічний к.к.д. генераторів, $\eta_{тг}$

Номінальна потужність турбіни N_e , кВт	к.к.д. при навантаженні					
	$\cos \phi = 0,8$					
	1,0 N_e		0,75 N_e		0,5 N_e	
	заводу “Електроси- ла” серії Т-2	інших типів	заводу “Електросила” серії Т-2	інших типів	заводу “Електросила” серії Т-2	інших типів
12000	0,970	0,957	0,965	0,949	0,950	0,938
6000	0,964	0,949	0,959	0,937	0,943	0,925
4000	0,960	0,944	0,950	0,932	0,934	0,920
2500	0,950	0,937	0,939	0,925	0,920	0,915
1500	0,945	0,933	0,935	0,920	0,913	0,910
1000	–	0,928	–	0,915	–	0,905

Для підтримки сольового балансу робиться продування котла. Максимально допустима величина продувки для котлів до 14 атм включно не більше 10%, а для тиску 20 і 40 атм - не більше 5% паропроодуктивності.

При величині продувки більше 1 т/год обов'язково використання теплоти продувочної води. Для цього в схемі котельні передбачена установка розширювача з сепаратором безперервної продувки. Вода після сепаратора повинна бути охолоджена до температури близько 40...50°C.

Пар зовнішнім споживачам відпускається після спрацюванні в турбіні з протитиском та через РОУ (редукційно-охолоджуючу установку).

Для зниження температури конденсату (умова, задовільна робота деаератора атмосферного тиску) обов'язкове охолодження конденсату, що повертається із виробництва до 95-105°C.

2. Теплові схеми цукрових заводів

Теплова схема бурякоцукрового заводу являє собою енерготехнологічний комплекс, що за допомогою трубопроводів поєднує всіх теплоспоживачів (технологічне і теплове обладнання). Вона виконує одночасно чотири основні функції і повинна забезпечити при мінімальних витратах тепла:

- 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.

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 :

$$m = \frac{W}{D} \quad (2.1)$$

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. 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 (швидкісні підігрівачі), останнім часом на ряді заводів стали застосовуватися більш ефективні пластинчаті підігрівачі і теплообмінники.

Основним елементом теплової схеми (рис. 2.1) 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, ніж 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 жомопресової 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 (утфельна пара) у суміші із охолоджуючою водою (т.з. барометрична

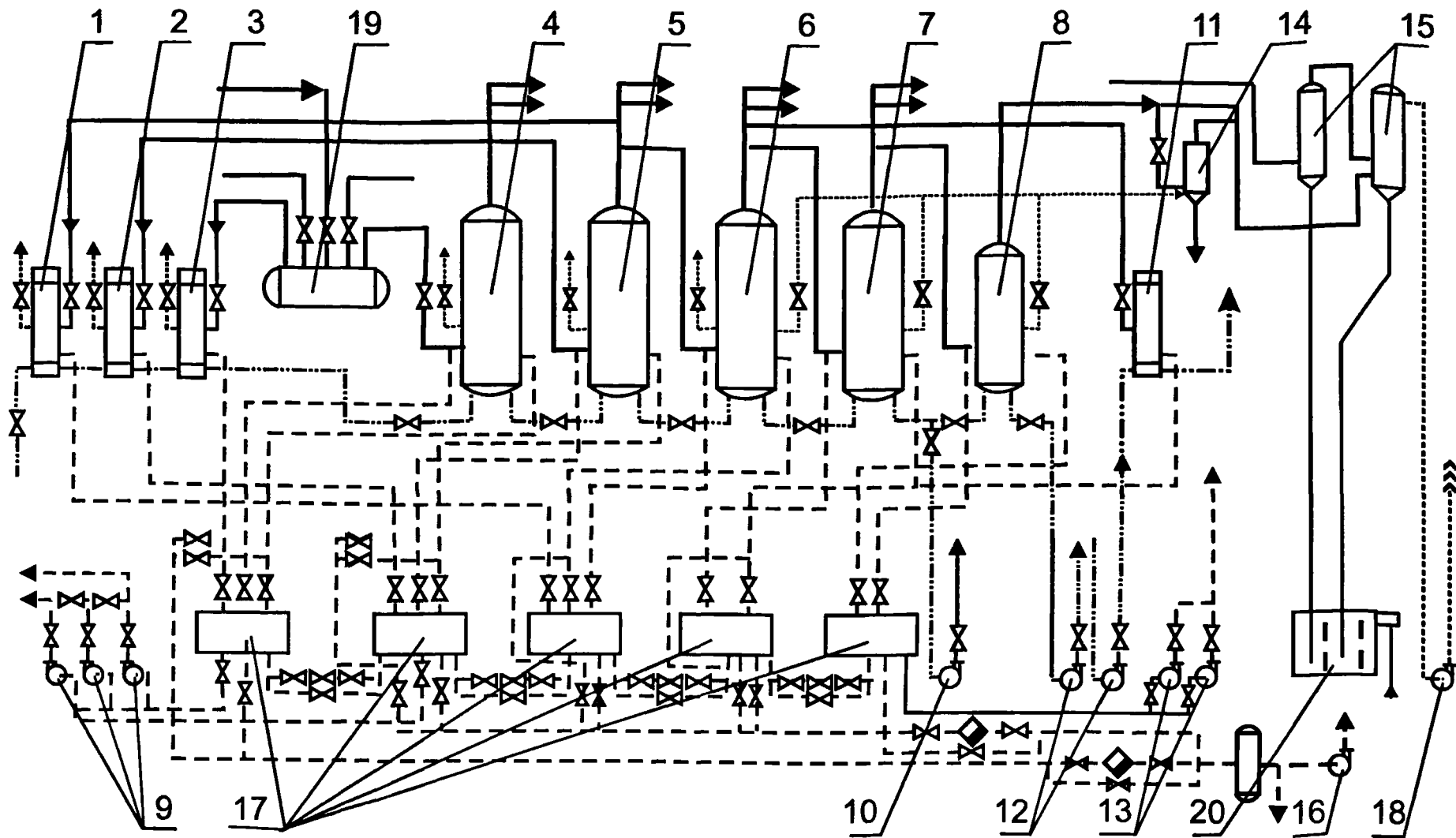


Рис. 2.1. Принципова тепла схема випарної установки:

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

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 ТЕЦ, 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), звідкіля 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 вентилі в атмосферу;

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

Типовий температурний режим чотирьохкорпусної з концентратором випарної установки наведено у табл. 2.1.:

Таблиця 2.1

Типовий температурний режим чотирикорпусної з концентратором випарної установки

Параметри	Корпуси випарної установки				
	1	2	3	4	Концентратор
Температура гріючої пари °C	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, °C	126,0	117,0	104,5	89,0	68,4
Корисна різниця температур, °C	6,0	7,5	10,5	12,0	15,6
Температурна депресія, °C	0,5	1,0	2,5	4,0	3,4
Температура вторинної пари, °C	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°C

Відповідно до температурного режиму, а також виходячи з прийнятої різниці температур між температурою гріючої пари і температурою соку на виході з підігрівників - 9...10°C, рекомендується наведений в табл. 2.2 розподіл гріючої пари чотирикорпусної випарної установки, що забезпечує досягнення оптимальних показників її роботи [1].



Таблиця 2.2

*Розподіл гріючої пари при чотирикорпусній 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 баштового і поперечного потоку	Вт. пара 3-го корп.
Пароконтактні підігрівники жомотресової води	Вт. пара 4-го корп.
Підігрівники преддефекованого 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

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 2.3.

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

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



Випарна установка комплектується, головним чином, випарними апаратами з природною циркуляцією. Одинишна площа поверхні теплообміну випарних апаратів складає від 300 до 3000 м².

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 ($CP_{\text{сир}}$) 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 $CP_{\text{сир}}$ 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.

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°C 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°C.

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.

Таблиця 2.4

**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 мішалка 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 апаратури що використовує тепло 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°C. При цьому конденсати охолоджуються 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°C 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 розкладення 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 невикробничий період;
- параметри пари парогенераторів ТЕЦ:
 - тиск – 40 кгс/см²; температура перегрітої пари - 450°C;
 - 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 жомопресовою водою (60%) і сульфітованим 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. 2.5, а для схеми очищення дифузійного соку з гарячою переддефекацією - у табл. 2.6.

Таблиця 2.5

Споживачі тепла	Кількість продукту	Межі нагріву, °С		Джерела тепла, пари (корпус випарної установки)
	у % 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	141,5/221,5 ¹	47	65 ²	Конденсат
II група	141,5/221,5 ¹	65 ²	75	V
III група	141,5/221,5 ¹	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	141,5/221,5 ¹	45	65 ²	Конденсат
II група	141,5/221,5 ¹	65 ²	80	V
III група	141,5/221,5 ¹	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	141,5/221,5 ¹	45	65	Конденсат
II група	141,5/221,5 ¹	65	80	V
III група	141,5/221,5 ¹	80	90	IV



Продовження таблиці 2.5

Споживачі тепла	Кількість продукту	Межі нагріву, °C		Джерела тепла, пари (корпус випарної установки)
	у % до маси буряків	від	до	
Підігрівач фільтрованого соку 1 сатурації:				
I група	132,3	82/84³	87/88³	IV
II група	132,3	87/88³	92	III
При всіх типах дифузійних установок				
Пароконтактний підігрівач барометричної води (при недостачі конденсатів)	10	45	70	V
Пароконтактний підігрівач жомо-пресової води (з регенеративним циклом)	60	60	85	IV
Підігрівачі соку перед випарною установкою				
I група	125,6	90	100	III⁴
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				II⁵
Збірники відтоків	25,1	55	85	Відпрацьована пара II⁵
Клеровочна мішалка				Відпрацьована пара
Пропарка вакуум-апаратів				II
Сушка цукру				Відпрацьована пара I, II⁶
Інші споживачі				Відпрацьована пара I, II⁴

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°C;
- 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.



Таблиця 2.6.

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

Споживачі тепла	Кількість продукту	Межі нагріву, °C		Джерела тепла, пари (корпус випарної установки)
	у % 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
II група	120	47	65	Конденсат
III група	120	65	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
При всіх типах дифузійних установок				
Пароконтактний підігрівач барометричної води (при недостатчі конденсатів)	10	45	70	V
Пароконтактний підігрівач жомо-пресової води (з регенеративним циклом)	60	68	85	IV
Підігрівач 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
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 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 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. 2.7 [1].

Таблиця 2.7.

**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 чотирикорпусною БВУ з концентратором забезпечує, у порівняних 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. 2.8 [1].



Таблиця 2.8.

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 жомопресової води регенеративного циклу	1,0	1,0	1,0
Теплообмінники дифузійного або преддефекованого соку, I група	8,0	13,0	7,0
Підігрівачі дифузійного або преддефекованого соку			
II група	17,0	25,0	16,0
III група	17,0	25,0	16,0
Підігрівачі соку перед I фільтрацією	1,7	-	-
Підігрівачі соку перед II сатурацією			
I група	2,0	1,4	1,4
II група	1,2	1,0	1,0
Підігрівачі перед випарною установкою			
I група	2,6	2,6	2,6
II група	2,8	2,8	2,8
III група	3,1	3,1	3,1
IV група	3,0	3,0	3,0

Розроблена на початку 70-х років минулого сторіччя п'ятикорпусна випарна установка передбачала роботу з вакуум-апаратами з природною циркуляцією, які обігрівалися вторинною парою 2 корпусу випарної установки та при надходженні соку на випарну установку в кількості 130-140% до маси буряків. Витрати пари на технологічний процес досягали 45-55% до маси буряків. В процесі удосконалення виробництва відбулося значне зменшення витрат пари на виробництво – до 30-35% до маси буряків. В цих умовах п'ятикорпусна випарна установка не завжди може забезпечувати необхідну концентрацію сиропу, тим паче, що потреба в згущенні сиропу зростає до 70-73% СР.

Тому на деяких цукрових заводах (Томашпільський, Гайсинський) почався перехід на 6-и корпусні випарні установки. На рис. 2.2 наведено мнемосхему випарної установки Гайсинського цукрового заводу. В зв'язку із збільшенням продуктивності заводу, практично в 2 рази, та з метою забезпечення економії енергоресурсів було перекомпановано існуючі випарні апарати та встановлено на 3 та 4 корпуси плівкові випарні апарати.



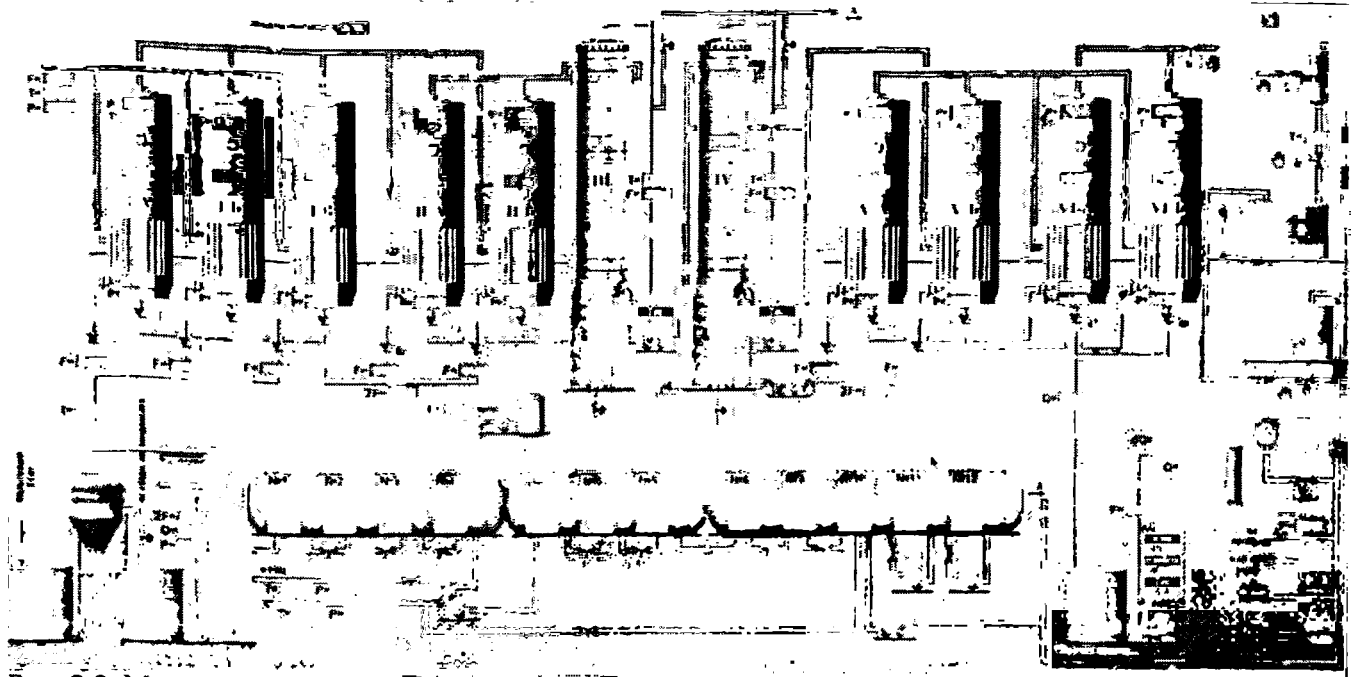


Рис. 2.2. Мнемосхема випарної установки Гайсинського цукрового заводу

На Рис. 2.3. Представлено схему перспективної випарної установки при витратах пари на виробничі потреби 25-27% до маси буряків. В цьому разі існуючі випарні апарати компануються в 1-4 корпуси випарної установки, а 5 та 6 корпуси – нові плівкові випарні апарати. Причому, оскільки вакуум-апарати передбачено обігрівати вторинною парою 4 корпусу, а існуючі випарні апарати, що формують 4 корпус, мають недостатню площу поверхні теплообміну, сік подається спочатку на 4 корпус, а потім подається на перший корпус. Така компоновка дозволяє повніше використати існуючі випарні апарати та зменшує витрати пари на нагрів соку перед випарною установкою.

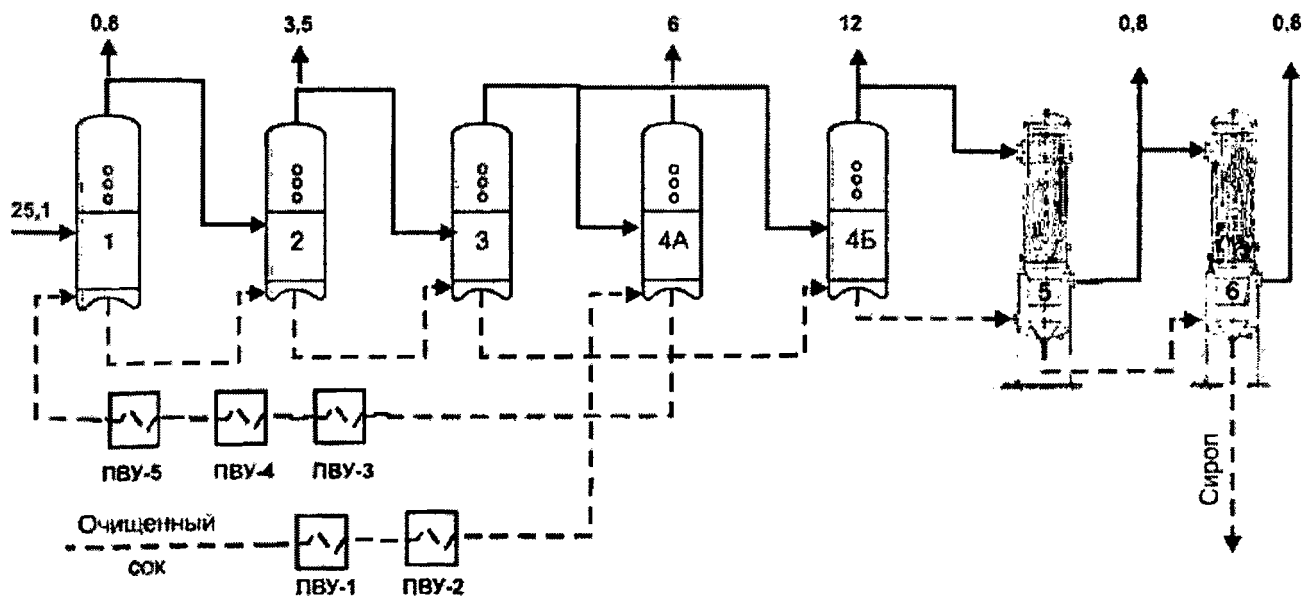


Рис. 2.3. Принципова схема 6-и корпусної перспективної випарної установки.



2.2. 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 [2].

Таблиця 2.9.

Типовий тепловий баланс бурякоцукрового заводу України

	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 жомопресової 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 I сатурації	17,70	3,63
10	Тепловтрати при II сатурації	6,92	1,42
11	Сульфітація води	2,53	0,52
12	Сульфітація соку	1,35	0,28
13	Сульфітація 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 впливає з наведених даних, основна кількість теплової енергії (практично $\frac{3}{4}$ від загальної кількості) вводиться в технологічний процес з гріючою 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 втрат тепла найбільшими є втрати з парою, 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, 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 парою, 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.

2.2.1. 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 [2]:

$$S_{\text{б}} c_{\text{б}} t_{\text{б}} + D_{\text{пр}} i_{\text{п}} + D_{\text{диф}} r + S_{\text{жс}} c_{\text{жс}} t_{\text{жс}} = S_{\text{від}} c_{\text{від}} t_{\text{від}} + S_{\text{жк}} c_{\text{жк}} t_{\text{жк}} - Q_{\text{втр}}, \quad (2.2)$$

де: $S_{\text{б}}$, $S_{\text{жс}}$, $S_{\text{від}}$, $S_{\text{жк}}$ – витрати, відповідно, буряка, живильної води, відкачка дифузійного соку і вихід сирого жому, % до м.б.;

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

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

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

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

r – теплота конденсації гріючої пари, ккал/кг;

$Q_{\text{втр}}$ – 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...50% від загальної величини;
- витрата тепла з відкачкою дифузійного соку - 35...46%;
- втрати в навколишнє середовище – 9...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 утфельної пари, конденсатів і випар із сатураторів), а також дозволяє підвищити кратність випаровування в БВУ.

Найбільшу частину втрат можуть складати витрати тепла із сирим 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 жомотресової 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.

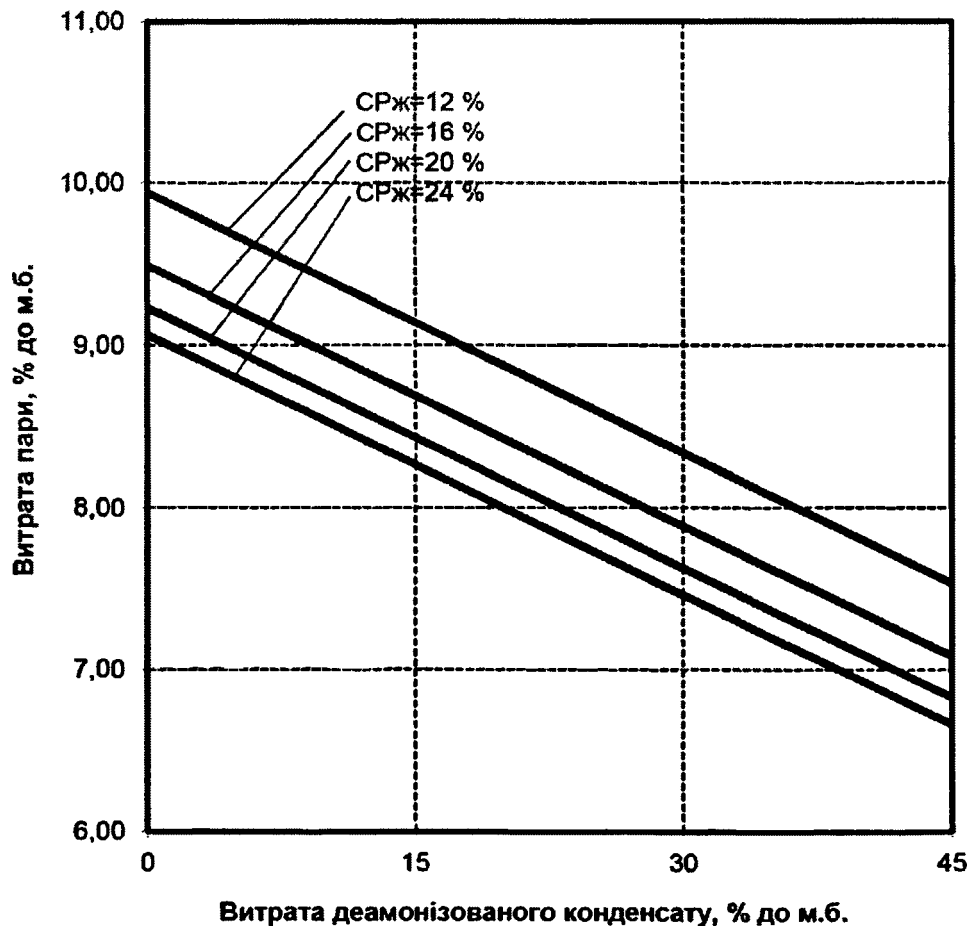


Рис. 2.4. Залежність витрати пари на дифузійну установку від величини використання конденсату і жомотресової води

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 тепло-технічний ефект дає використання деамонізованих конденсатів з 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.2.4.

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 замінюють 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. 2.10 [2].

Таблиця 2.10.

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	1,088	1,596	2,12	2,652	3,078	5,326	7,544

¹ Для 12-и рамних бурякорізок при номінальній продуктивності

В залежності від конструктивних характеристик бурякорізок, їхнього навантаження і параметрів пари нагрів стружки в бурякорізках може досягати 15...25 °C. 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.

2.2.2. 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°C, що призводить до збільшення витрат тепла на технологічні потреби. Тому на нагрівання соку витрачається тепло у 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;
- 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. Неізольовані частини поверхні, а також арматура, насоси мають значні втрати тепла – 1 м² неізольованої 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 сульфитація, пов'язані з випаром води із соку. Так, вважається, що при сульфитації соку випаровується 0,25% до м.б. води, що приводить до його охолодження на 1...1,4°C.

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 [3]. Але за рахунок виділення значної кількості тепла від хімічної реакції падіння температури соку при проведенні першої сатурації складає, як правило, 3...5°C (див. рис.2.5). Найбільш вагомими факторами, що впливають на величину цих тепловтрат, є: початкова температура соку і кількість вапна що вступило у реакцію.

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 CO₂ 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 CO₂ 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.

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.



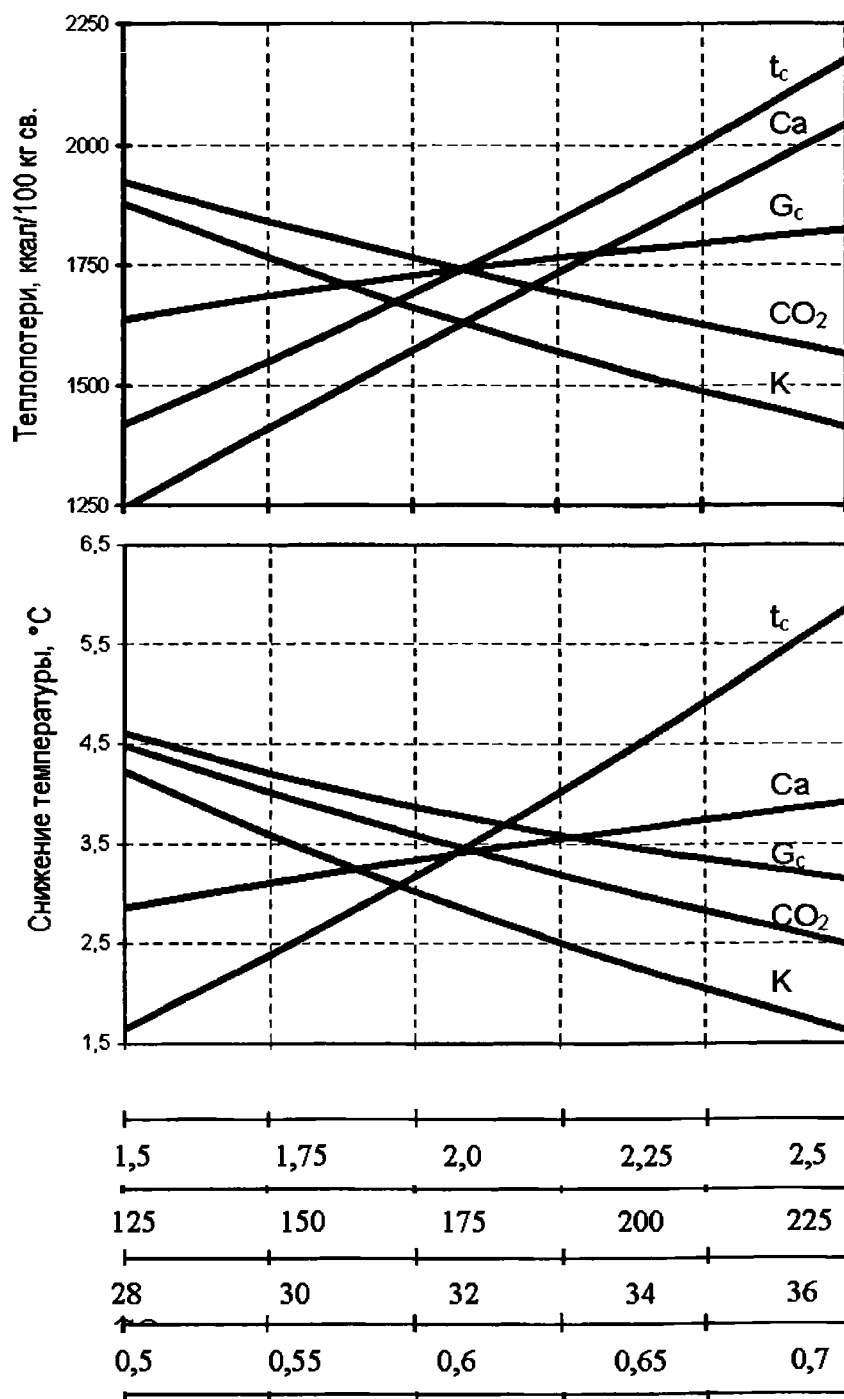


Рис. 2.5. Тепловтрати і зниження температури в процесі I сатурації.

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.

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 CaO на очищення [2]:



Таблиця 2.11.

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/м³				
	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:

$$d = \frac{1,03 \cdot S_c \cdot c \cdot (t_k - t_n)}{r}, \quad (2.3)$$

де: S_c – витрата розчину, % до м.б.;

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

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

r – теплота конденсації грючої 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 грючої 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°C. Цей фільтрат вводиться в сік і його потім необхідно додатково нагрівати на 10...15°C, що призводить до перевитрати пари в кількості 0,46...0,98% до м.б.

Зменшити розведення соку при очищенні можливо за рахунок скорочення витрати СаО 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 можливість на таку ж величину зменшити витрати пари із ТЕЦ.

2.2.3. 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. Лише 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 жомпресової 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°C, 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;
- кількість водяних або сокових підкачувань при уварюванні.

Величина витрати пари на уварювання утфелю першої кристалізації розраховується по залежності [2; 4]:

$$D_{BA} = 1,1 \cdot \left[S_{сир} \cdot \left(1 - \frac{CB_{сир}}{CB_{утф1}} \right) + S_{кл} \cdot \left(1 - \frac{CB_{кл}}{CB_{утф1}} \right) + S_{БП} \cdot \left(1 - \frac{CB_{БП}}{CB_{утф1}} \right) + S_c \cdot \left(1 - \frac{CB_c}{CB_{утф1}} \right) \right], \quad (2.4)$$

де: $S_{сир}$, $S_{кл}$, $S_{БП}$, S_c – кількість сиропу, клеровки, другого відтоку 1 кристалізації і соку на розкачування утфелю, % до м.б.;

$CR_{сир}$, $CR_{утф1}$, $CR_{кл}$, $CR_{БП}$, CR_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, відповідно, клеровки. Зменшення кількості жовтого цукру означає також зменшення кількості утфелю наступних ступіней кристалізації і витрат пари на його уварювання [2; 5; 6].

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 якісній, 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.2.6). Це створює потенціал економії витрати умовного палива на рівні 0,70-0,80% до м.б., або практично стільки ж палива, як витрачається на виробництво електричної енергії або вапна у 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, два цукрових заводи, які мають однакову 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.

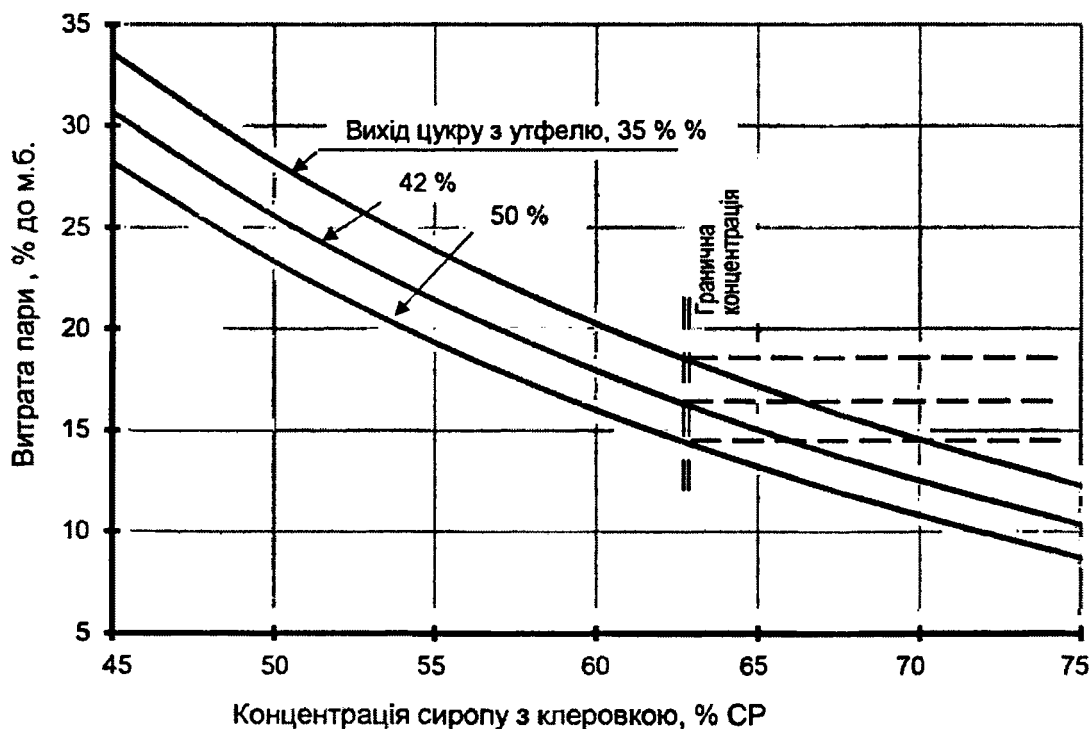


Рис.2.6. Витрата пари (у % до м.б.) в залежності від концентрації сиропу з клеровкою і виходу цукру зі звареного утфелю



Фактори, що впливають на вихід цукру зі звареного утфелю складаються з таких чинників (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.

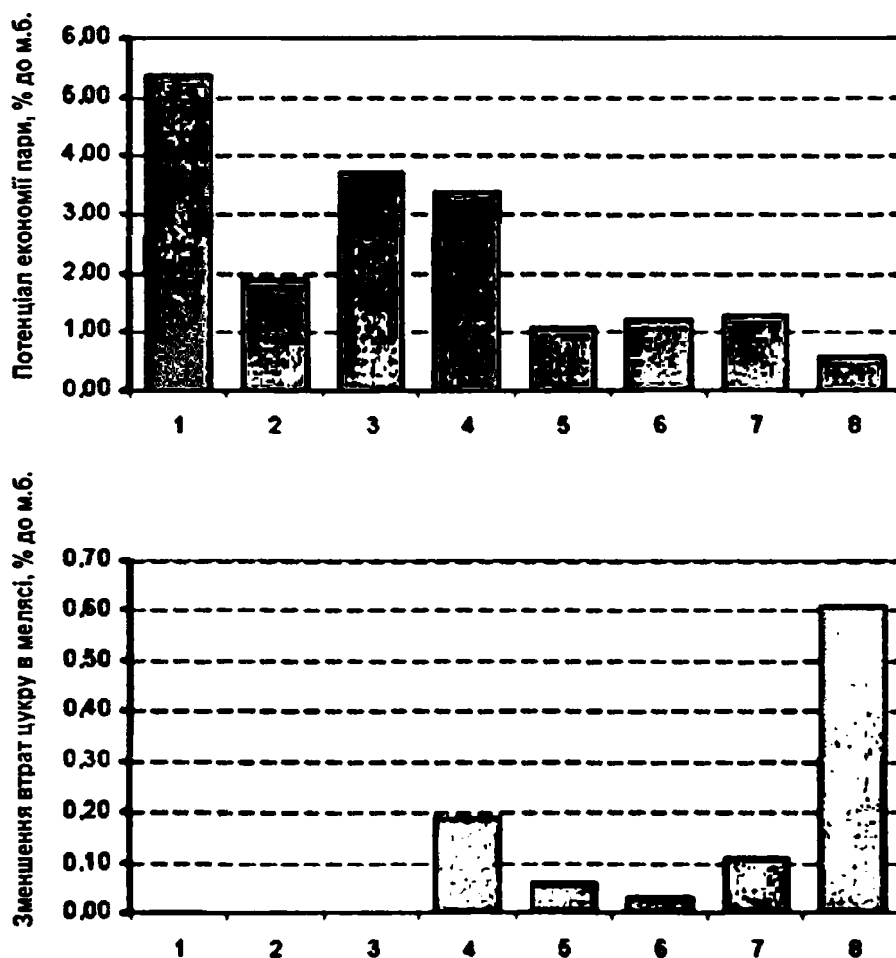


Рис. 2.7. Потенціал економії пари в продуктовому відділенні і зменшення втрат цукру в мелясі.

- 1 – Підвищення концентрації сиропу (з 55% до 65% СР).
- 2 – Підвищення концентрації клеровки (з 55% до 65% СР).
- 3 – Ліквідація водяних або сокових розкачок при уварюванні утфелю.
- 4 – Підвищення концентрації утфелю 1 кристалізації.
- 5 – Зниження температури уварюванні утфелю.
- 6 – Відведення 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.2.7), 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 у клеровочні мішалки).

Аналіз свідчить, що всі вони позитивно впливають на величину виходу білого цукру, віднесеному до маси звареного утфелю 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 утфелю наступних кристалізацій і знижуючи температуру утфелю 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 у 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. [2].

Витрати пари по ділянцям цукрового заводу, % до маси буряків

Бурякопереробне	4-15
Сокоочистка	8-12
Нагрів соку перед ВУ	5-8
Продуктове відділення	13-20
Всього	28-52

2.3. Принципи зменшення витрат пари на технологічні потреби

2.3.1. 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 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 та 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 [2; 3; 6–8]:

$$D = E_1 + E_2 + \dots + E_n, \quad (2.5)$$

де: n – кількість ступенів (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:

$$W = E_1 + 2 \cdot E_2 + 3 \cdot E_3 + \dots + n \cdot E_n, \quad (2.6)$$



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:

$$W = S_c \times \left(1 - \frac{CB_n}{CB_k}\right), \quad (2.7)$$

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), %.

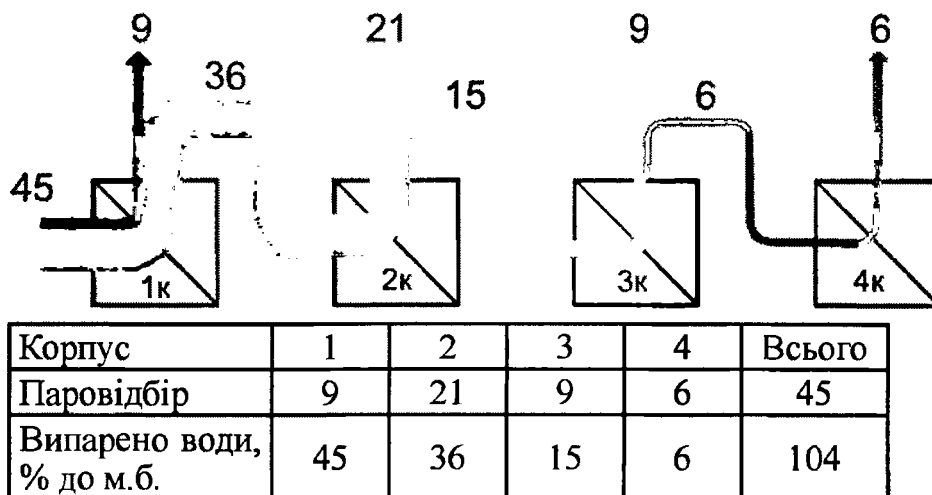


Рис. 2.8. Схема масових потоків 4-и корпусної випарної установки.

Для зменшення витрат пари на технологічні потреби необхідно забезпечити скорочення сумарної кількості паровідборів із корпусів випарної установки (див. формулу 2.5). Але при цьому відповідно до формули (2.6) зменшиться кількість випареної води і понизиться концентрація отриманого сиропу (див. формулу 2.7), що призведе до збільшення витрати пари на уварювання утфелю 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 2.7).

2.3.2. 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 призводить 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.2.6) [2].

При збільшенні концентрації сиропу витрата пари на уварювання утфелю першої кристалізації зменшиться відповідно суцільним кривим на цьому графіку. Але при певній концентрації сиропу з клеровкою уварювання утфелю без збільшення водяних або сокових підкачок для розчинення “муки” стає неможливим. Це призводить до того, що витрата пари на уварювання утфелю 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 природньою циркуляцією утфелю 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 утфелю 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 компенсуючі недовипаровування води із соку при зменшенні паровідборів з випарної установки.

Ряд енергозберігаючих заходів (використання тепла конденсатів, утфельної пари та 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 заходами, 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 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 та ін.) малоефективним або навіть небажаним.

2.3.3. 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, цю воду необхідно буде випаровувати у вакуум-апаратах першої кристалізації, що призведе до збільшення витрати пари на уварювання утфелю. Аналіз різних варіантів свідчить, 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.

Цілковито 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:

$$\frac{N-n_i}{N}, \quad (2.8)$$

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 у 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 2.6).

2. Зменшення кількості води, яку необхідно випаровувати у випарній установці (див. формулу 2.7).



2.3.4. 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 методами, які можуть застосовуватися в процесі роботи для корегування 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 та методика адаптаційного математичного моделювання і розрахунку теплових схем [2, 9].

При застосуванні методики адаптаційного розрахунку були використані математичні моделі енерготехнологічних комплексів цукрових заводів України, при розробленні програм удосконалювання 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.

2.3.4.1. 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 [1;2;7]. 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 витрачати механічну роботу на стиснення пари).

Зменшення витрати пари на технологічні потреби можливе лише у разі, якщо концентрація сиропу не перевищує граничної [2]. При такій концентрації сиропу зменшення витрат пари на технологічні потреби забезпечується за рахунок скорочення витрат пари на уварювання утфелю у вакуум-апаратах 1 кристалізації. Оскільки 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[2; 9], можна записати вираження для визначення величини зміни (економії) пари, поданого з ТЕЦ, у залежності від кількості стиснутої вторинної пари:

$$\Delta D = 1,1 \cdot \Delta W = \frac{1,1 \cdot z \cdot D_{\text{сж}}}{1 + 1,1 \cdot n_{\text{BA}}}, \quad (2.9)$$

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 та обігрівання вакуум-апаратів вторинною парою 2 корпусу:

$$\Delta D = \frac{1,1 \cdot D_{\text{сж}}}{1 + 1,1 \cdot 2} = 0,31 \cdot D_{\text{сж}}, \quad (2.10)$$

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:

$$\Delta C B_{\text{сир}} = \frac{\Delta W \cdot C B_{\text{сир}}}{S_{\text{сир}} - \Delta W}. \quad (2.11)$$

Кількість додатково випареної води ΔW :

$$\Delta W = \frac{z \cdot D_{\text{сж}}}{1 + 1,1 \cdot n_{\text{BA}}}. \quad (2.12)$$

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

$$\Delta C B_{\text{сир}} = \frac{z \cdot D_{\text{сж}} \cdot C B_{\text{сир}}}{S_{\text{сир}} \cdot (1 + 1,1 \cdot n_{\text{BA}}) - z \cdot D_{\text{сж}}}. \quad (2.13)$$

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:

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

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 дієвим методом для регулювання роботи випарної установки (підтримки концентрації сиропу на рівні граничної), також може застосовуватися як один із важливих елементів, що підвищують економічність теплової схеми.



2.3.4.2. 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 утфелю 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, можна довести, що величина економії пари на технологічні потреби виражається залежністю:

$$\Delta D = \Delta d_k \left[1 - \frac{N}{(n_{BA} + 1,1)} \right], \quad (2.14)$$

де: Δd_k – 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 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 $n_{BA} = 1$:

$$\Delta D = \Delta d_k \left[1 - \frac{5}{(1+1,1)} \right] = -1,38 \cdot \Delta d_k \quad (2.15)$$

При $N = 5$ і $n_{BA} = 2$:

$$\Delta D = \Delta d_k \left[1 - \frac{5}{(2+1,1)} \right] = -0,61 \cdot \Delta d_k \quad (2.16)$$

При $N = 5$ і $n_{BA} = 3$:

$$\Delta D = \Delta d_k \left[1 - \frac{5}{(3+1,1)} \right] = -0,22 \cdot \Delta d_k \quad (2.17)$$

При $N = 5$ і $n_{BA} = 4$:

$$\Delta D = \Delta d_k \left[1 - \frac{5}{(4+1,1)} \right] = 0,02 \cdot \Delta d_k \quad (2.18)$$

Як впливає із наведених залежностей, для п'ятикорпусних (чотирикорпусних з концентратором) випарних установок і 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 країн 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:

$$\Delta W = \frac{1,1 \cdot N \cdot d_k}{n_{BA} + 1,1} \quad (2.19)$$

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, %:

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

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

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

При співставленні з результатами розрахунків у прикладі 1 бачимо, що хоча в другому випадку досягається практично така ж концентрація сиропу, одержана економія пари майже в три рази менша, ніж при використанні компресії пари.

2.3.4.3. Зміна величини використання тепла вторинних джерел – ВЕР.

Шляхом зміни величини використання тепла ВЕР (конденсатів, утфельної пари та 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 Perezгущенні (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:

$$\Delta d = \frac{1,03 \cdot S \cdot c_c \cdot \Delta t}{r}, \quad (2.20)$$

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 вірним буде 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 байпасування 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 [9]:

$$\Delta D = \Delta D_{BA} + \Delta d_k - \Delta d = \frac{1,1 \cdot (n \Delta d - N \cdot \Delta d_k)}{1 + 1,1 \cdot n_{BA}} + \Delta d_k - \Delta d, \quad (2.21)$$

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 економії пари на технологічні потреби від зменшення величини використання тепла ВЕР буде визначатися залежністю виду:

$$\Delta D = \frac{1,1 \cdot n \cdot \Delta d}{1 + 1,1 \cdot n_{BA}} - \Delta d. \quad (2.22)$$

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

$$\Delta D = 0,375 \cdot \Delta d. \quad (2.23)$$

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.

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:

$$\Delta W = \frac{n \cdot \Delta d}{1,1 \cdot n_{BA} - 1}. \quad (2.24)$$

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, %:

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

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, аніж при використанні компресії пари, у 2,9 рази менша, ніж при регулюванні виходом пари з останнього корпусу в конденсатор.



2.3.4.4. Зміна тиску гріючої 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 1 кристалізації.

Однак при підвищенні температури гріючої пари зростає також температура кипіння соку в 1 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 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 гріючої пари (при витримуванні необхідного температурного режиму), зростає концентрація сиропу але при цьому також збільшується витрата пари на технологічні потреби. Так, на 1°C 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°C 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°C		
	Концентрація сиропу, %	Витрати пари на технологічні потреби, % дм.б.	Підвищення температури кипіння у 1 корпусі, °C
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 невигідно.

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 обгрунтованою лише при збільшенні продуктивності заводу, а також для компенсації накипоутворення.



2.3.4.5. 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 присутні підігрівники які дублюють один одного. Звичайно наявний 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 $0,5$ [2]. 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:

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

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

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

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:

$$t_{k26}=t_{k2}+E\cdot(t_4-t_{k2})=74+0,5\cdot(87-74)=81^{\circ}\text{C}$$

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 [2; 7; 10; 11] перенесення паровідбору на більш низьку ступінь випарної установки дає економію пари за рахунок зменшення його споживання вакуум-апаратами на величину:

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

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

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

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

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

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.



2.3.4.6. 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.

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.

2.3.4.7. 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.

2.4. 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°C, виходячи з допустимої величини втрат цукру від термічного розкладання: чим вище термостійкість очищеного соку і менше тривалість його перебування в 1 корпусі, тим більш високу температуру кипіння можливо підтримувати. Температура кипіння в останньому корпусі повинна бути не нижче 80...85°C з погляду можливості ефективного її використання в тепловикористовуючих установках.

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

Різниця температур для корпусу випарної установки виражається формулою:

$$\Delta t = \frac{Q}{k \cdot F} = \frac{W \cdot (t'' - t_p)}{k \cdot F}, \quad (2.25)$$



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 і 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 обігрівается 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.



2.5. Характеристика основних енергозберігаючих заходів

Практика використання різних енергозберігаючих заходів дозволила випробувати 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 дефекованного соку. Для цього на додаток до двох груп підігрівників, які обігріваються вторинний паром четвертого і третього корпусів, додали теплообмінник типу «рідина-рідина» для нагрівання дефекованного соку конденсатом як першу групу нагрівання. Припустимо, що застосування цього теплообмінника дозволило знизити сумарну витрату пари для нагрівання дефекованного соку на 2% до м.б. Також припустимо, що на цю величину знизиться споживання пари на наступний підігрівник, що обігрівається вторинною паром 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 паром 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: $\Delta D_{BA} = 1,1 \cdot \Delta W$, де ΔW – результуюча кількість недовипареної води як за рахунок зменшення споживання пари на нагрівання дефекованого соку, так і за рахунок збільшення витрати пари на вакуум-апарати. Недовипаровування за рахунок зниження витрати пари на нагрів дефекованого соку буде: $4 \cdot \Delta d$ (Δd – зменшення витрати пари на нагрів дефекованого соку), а кількість додатково випареної води за рахунок збільшення витрати пари на вакуум-апарати складе: $2 \cdot \Delta D_{BA}$. Тоді збільшення витрати пари на вакуум-апарати буде: $\Delta D_{BA} = 1,1 \cdot (4 \cdot \Delta d - \Delta D_{BA})$. Вирішуючи це рівняння відносно ΔD_{BA} одержуємо розрахункову величину: $\Delta D_{BA} = 4,4 \cdot \Delta d / 3,2 = 2,75\%$ 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 дефекованого 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.), то у 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 1 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 3,5 тис. т. переробки буряків на добу подано на рис. 2.9. 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 дещо відмінне значення).

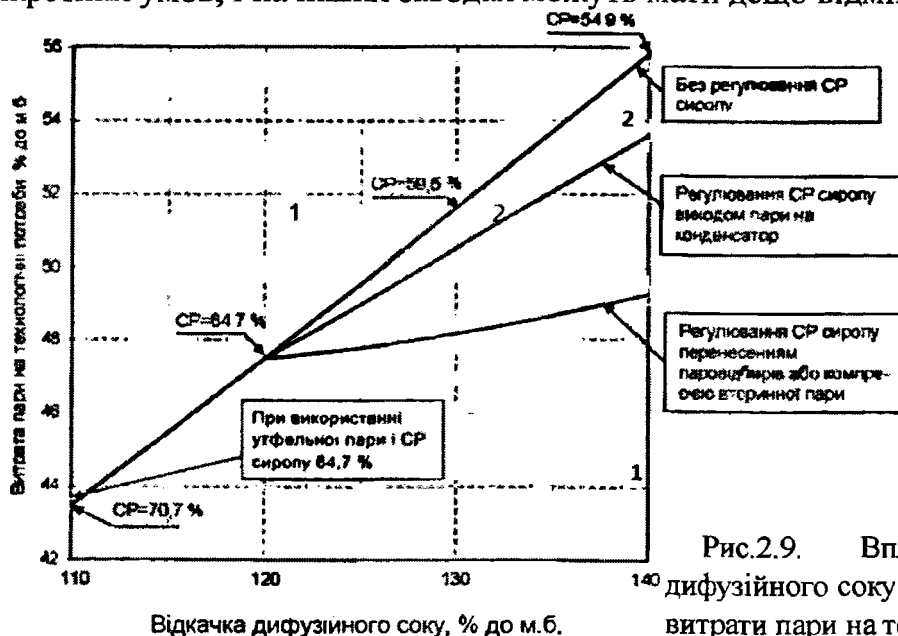


Рис.2.9. Вплив величини відкачки дифузійного соку на концентрацію сиропу (1) і витрати пари на технологічні потреби (2)



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

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

До цієї ж категорії енергозберігаючих заходів відносяться також:

- ліквідація продувок паром ножів бурякорізків [12];
- відбір гарячого ($\approx 100^{\circ}\text{C}$) соку на клеровку жовтого цукру;
- попереднє випаровування утфельною паром [13];
- 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 утфелю [13];
- підвищення коефіцієнта теплової ефективності підігрівників;
- механічне перемішування утфелю при уварюванні;
- поліпшення циркуляції утфелю у вакуум-апараті вдуванням пари, аміачних газів, повітря;
- нагрівання відтоків у продуктовому відділенні в пластинчастих підігрівниках;
- використання «пролітної пари»;
- обігрів вакуум-апаратів утфельною паром.

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;
- багатокамерні (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 жомпрессової води для живлення дифузійних установок;
- схема з попереднім випаровуванням та подачею соку на 3 або 4 корпус випарної установки;
- використання утфельної пари для нагрівання дифузійного або дефекованого 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 підсосів повітря, поліпшення роботи конденсаційної установки, зменшенн 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.

2.6. 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.

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 тільки на 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:

$$\Delta W = -E_i \cdot (n_0 - n_i) , \quad (2.26)$$

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 утфелю (E_{BA}) зміниться відповідно до величини додатково випареної або недовипареної води у випарній установці:

$$\Delta E_{BA} = -1,1 \cdot \Delta W \quad (2.27)$$

(1,1 — коефіцієнт, що враховує втрати тепла в навколишнє середовище і різницю величин теплот конденсації гріючої пари і пароутворення утфельної пари).

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

$$\Delta W = -\Delta E \cdot n_{BA} , \quad (2.28)$$

де n_{BA} — номер корпусу випарної установки, з якого відбирається пара на обігрів вакуум-апаратів і 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:

$$\Delta W = N \cdot \Delta d_k, \quad (2.29)$$

де N — число ступенів випару випарної установки.

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

$$\Delta D = \Delta E_{BA} + \Delta d_k. \quad (2.30)$$

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):

$$\Delta d = \frac{1.03 \cdot S \cdot c \cdot (t_k - t_n)}{r} \quad (2.31)$$

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:

$$\Delta W = -n \cdot \Delta d, \quad (2.32)$$

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. У загальному випадку зміниться концентрація сиропу і, відповідно, змінюється витрата пари на уварювання утфелю у вакуум-апаратах 1 кристалізації на величину:

$$\Delta E_{BA} = 1,1 \cdot (n\Delta d - n_{BA} \cdot \Delta E_{BA} - N \cdot \Delta d_k). \quad (2.33)$$

Знаходимо величину зміни витрати гріючої пари на обігрів вакуум-апаратів 1 кристалізації:

$$\Delta E_{BA} = \frac{1,1 \cdot (n\Delta d - N \cdot \Delta d_k)}{1 + 1,1 \cdot n_{BA}}. \quad (2.34)$$

Загальна витрата пари на технологічні потреби зміняться на величину:

$$\Delta D = \Delta E_{BA} + \Delta d_k - \Delta d = \frac{1,1 \cdot (n\Delta d - N \cdot \Delta d_k)}{1 + 1,1 \cdot n_{BA}} + \Delta d_k - \Delta d. \quad (2.35)$$

Аналіз залежності свідчить, що коли заміщається паровідбір із ступеня 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 іншій (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 зміниться, але за рахунок підвищення концентрації сиропу зменшується витрата пари на уварювання утфелю 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:

$$\Delta W = (n_i - n_0) \cdot d_i - \Delta E_{BA} \cdot n_a, \quad (2.36)$$

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

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

Після проведення відповідних перетворень можна одержати залежність для визначення величини зміни витрати пари при перенесенні паровідбору з однієї ступені випаровування на іншу:

$$\Delta D = \Delta E_{BA} = - \frac{(n_i - n_0) \cdot d_i}{0,91 + n_a}. \quad (2.37)$$

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 можливо вивести залежності для визначення величини економії пари при перенесенні обігріву вакуум-апаратів 1 кристалізації з другого корпусу на третій:

$$\Delta D = \Delta E_{BA} = - \frac{d_{BA}}{3,91}, \quad (2.38)$$

де d_{BA} – кількість вторинної пари другого корпусу, який спочатку споживали вакуум-апарати (див. рис.2.6).

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 можна отримати розрахункову формулу для визначення величини зменшення витрати пари на технологічні потреби:

$$\Delta D = - \frac{\Delta d_i}{0,91 + n_{BA}} \quad (2.39)$$

де Δd_i – кількість пари, що додатково споживає підігрівник даної групи при зменшенні недогріву соку (визначається за формулою 2.31);

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

Таким чином, залежності (2.37-2.39) 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.

2.7. 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 [11].

2.7.1. 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 рівнозначні 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 кгс/см².

Абсолютний тиск пари визначається за формулою: $P_{абс} = P_{ман} + B$, (2.40)

де: $P_{абс}$ - 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 теплофізичних властивостей води та водяної пари». Температура водяної пари з достатньою точністю може також розраховуватися за емпіричною формулою:

$$t = \frac{3816,44}{11,703 - \ln(P_{абс})} - 227,04, ^\circ\text{C}, \quad (2.41)$$

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 2.12 (наведені дані орієнтовані):

Таблиця 2.12

Корпус БВУ	Гріюча камера			Вторинна пара			Різниця т-ра, °C	Різниця т-р між корпусами, °C
	$P_{ман}$	$P_{абс}$	Т-ра, °C	$P_{ман}$	$P_{абс}$	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 2.12. 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 ускладнює 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 2.13

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:

$$W_i = S_i \cdot \left(1 - \frac{CB_{нач}}{CB_{кін}} \right) \quad (2.42)$$



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:

$$S_i = S_{i-1} - W_{i-1} \quad (2.43)$$

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

$$E_i = W_i - W_{i+1} \quad (2.44)$$

Систематичні значення негативних величин паровідборів, наприклад, як для 1 корпусу в (табл. 2.13) 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.

2.7.2. Випробовування підігрівників

Для контролю роботи підігрівників і одержання даних, що дозволяли б 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 [2; 14]:

$$E = \frac{t_k - t_n}{t_n - t_n} = 1 - \exp\left(-\frac{k \cdot F}{S_c \cdot c_c}\right), \quad (2.45)$$

де: t_n - температура гріючої пари °C;

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

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

S_c - витрата соку, кг/г;

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

Для даного підігрівника, що працює з постійною кількістю нагрітого соку величина коефіцієнта його теплової ефективності залишається практично незмінною. Причому, для підігрівників однакової поверхні нагрівання і конструкції, що нагрівають однакоvu 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 паром іншого корпусу.

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

$$t_k = t_n + E(t_n - t_n) \quad (2.46)$$

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 1 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.

2.7.3. Практичний розрахунок середнього часу перебування розчину в випарній установці

Час перебування розчину у випарній установці (ВУ) цукрового заводу – важливий параметр її роботи, але він, зазвичай, не визначений через відсутність необхідних даних та методик визначення.

Час перебування окремих частин розчину в апараті підпорядкований статистичним залежностям, розподіл яких в часі близький до логарифмічно-нормального закону. Але для практики більш важливим є визначення середнього часу перебування розчину:

$$\bar{\tau} = V_p / V_a \quad (2.47)$$

де: V_p – об'ємна витрата розчину, м³/хв.;

V_a – об'єм розчину в апараті, м³.

Тобто, знаючи величину об'ємної витрати розчину із випарного апарату, і його густину можливо визначити величину середнього часу перебування розчину в кожному випарному апараті, а потім у випарній установці в цілому.

Для визначення об'єму соку в апараті необхідно мати дані по конструктивних характеристиках випарних апаратів та величину рівня соку, що підтримується в конкретному випарному апараті даної ступені випаровування (корпусі ВУ).

На цукрових заводах України використовуються переважно випарні апарати Смілянського машинобудівного заводу типу А2-ПВВ, але ще залишаються випарні апарати типу ВЦ, апарати виробництва Сніжнянського машинобудівного заводу та закордонного виробництва фірм ВМА, Полімекс-Цекоп, Дункан-Стьюарт та ін.

Основні конструктивні показники для визначення об'єму розчину в ВУ для випарних апаратів типу А2-ПВВ наведено в табл. 2.14 [15].

Таблиця 2.14.

Показник	А2-ПВВ-1000	А2-ПВВ-1180	А2-ПВВ-1500	А2-ПВВ-1800	А2-ПВВ-2120	А2-ПВВ-2360	А2-ВАГ-3000
Внутрішній діаметр корпусу, м	3,2	3,2	3,2	3,6	3,6	3,6	4,0
Повна висота теплообмінних труб (H), м	3,26	3,16	4,36	3,56	4,36	4,36	4,395
Кількість теплообмінних труб (n), шт.	3272	3852	3532	5212	4992	5560	7024
Внутрішній діаметр циркуляційної труби (D _ц), м	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7
Об'єм під трубного простору (V ₀), м ³	3,6	3,6	3,6	4,8	4,8	4,8	6,0



В залежності від рівня соку в випарному апараті його об'єм можливо розрахувати за формулою:

$$V = V_0 + \frac{\pi H_{\%}}{400} (nd^2 + D_{\text{ц}}^2) \cdot H \quad (2.48)$$

де: $H_{\%}$ – рівень соку в випарному апараті, в % від висоти теплообмінної труби;
 $d = 0,03 \text{ м}$ – внутрішній діаметр теплообмінних труб, м;
 інші показники надані в табл. 2.14.

Величина рівня соку $H_{\%}$ має відповідати оптимальному для даного корпусу випарної установки (рівень соку в % від висоти труби не є рівнем в % на шкалі рівнів АСУ випарної установки). В першому наближенні оптимальний рівень в процентах чисельно дорівнює концентрації розчину в випарному апараті [7]. Відповідно до цього можливо розрахувати кількість розчину у випарному апараті при оптимальному рівні.

Для визначення середньої тривалості перебування розчину необхідно також мати витратні характеристики для даного випарного апарата (корпусу випарної установки).

Ці величини можуть бути визначені при проведенні розрахунку матеріального балансу випарної установки. Для цього потрібні дані по витратам соку у випарну установку та значення концентрації розчину по корпусах. По цим даним розраховується кількість випареної води за формулою:

$$W = S \cdot \left(1 - \frac{CP_{\text{поч}}}{CP_{\text{кін}}}\right) \quad (2.49)$$

де: S – витрата соку у випарну установку, т/год;

$CP_{\text{поч}}$ та $CP_{\text{кін}}$ концентрація розчину на вході в апарат та після згущення.

Таким чином розраховується кількість випареної води в першому по ходу соку корпусі випарної установки. Кількість соку, що надходить в наступний корпус випарної установки є різниця між кількістю соку, що надійшла у випарну установку та кількістю випареної води:

$$S_{i+1} = S_i - W_i \quad (2.50)$$

Маючи кількість соку, що надійшов у другий, по ходу розчину, корпус випарної установки та концентрацію розчину за формулою можливо розрахувати кількість випареної води в цьому корпусі. Таким чином розраховується послідовно кількість випареної води по всім корпусам випарної установки.

Далі визначаються величини паровідборів по корпусах випарної установки. Вони дорівнюють різниці між випареною водою із розчину в даному корпусі та наступному:

$$E_i = W_i - W_{i+1} \quad (2.51)$$

Величина паровідбору є важливим показником – по ній можливо визначити несправності у роботі багатокорпусної випарної установки. Так, якщо вона має від'ємне або надто мале значення, це свідчить про можливі перетоки пари між корпусами або надходження води в сік. Кількість випареної води в першому корпусі відповідає кількості спожитої пари. Всього витрати пари із ТЕЦ дорівнюють кількості випареної води в першому корпусі плюс витрати пари на догрів соку до температури кипіння в 1 корпусі та інші витрати технологічної (ретурної) пари в заводі.

Оскільки навантаження випарної установки протягом часу змінюються, навіть при рівномірній роботі заводу, слід відбирати ряд проб протягом певного часу, а потім усереднити їх значення. Проміжок часу, протягом якого відбираються проби має бути кратним періоду пуску вакуум-апаратів першої кристалізації в роботу. Слід відбирати 5-6 проб через рівні проміжки часу. Відбираються проби очищеного соку перед випарною установкою, після кожного корпусу. Проводити аналіз кожної проби не обов'язково оскільки потрібно мати усереднене значення концентрації. З кожної проби відбирається певна постійна кількість розчину (50-100 мл) і зливається в усереднюючу колбу відповідного відбору (сік перед ВУ, після 1, 2 і т. д корпусів).

Після закінчення процесу відбору проб визначаються значення усереднених концентрацій. Для зменшення випадкової похибки рекомендується зробити по 2-3 виміру кожної усередненої проби. Для проб, що відібрані із випарних апаратів, що працюють під тиском вище атмосферного (зазвичай 1-3 корпуси) слід вносити поправку на само випаровування при відбиранні проб [11]:

$$CP_{\phi} = CP_p \cdot \frac{640 - t_{кип}}{540} \quad (2.52)$$

Одночасно необхідно визначити середню витрату соку на випарну установку за період проведення випробувань.

По отриманим даним розраховується матеріальний баланс випарної установки. Для прикладу розглянемо два варіанта:

- 1 – стандартна прямоточна багатокорпусна випарна установка;
- 2 – випарна установка з попереднім випаруванням в третьому корпусі.

Продуктивність заводу по переробці цукрового буряку 4000 т/добу. Витрата соку на випарну установку 180 т/год. Склад випарної установки:

- | | |
|-------------------------|-------------------------|
| 1 корпус: A2-ПВВ-2360; | 2 корпус: A2-ВАГ-3000; |
| 3А корпус: A2-ПВВ-1500; | 3Б корпус: A2-ПВВ-1500; |
| 4 корпус: A2-ПВВ-2360; | 5 корпус: A2-ПВВ-1500. |

ВАРІАНТ 1. Концентрації розчину: очищений сік – 15,5% CP, сік після 1 корпусу – 21%, після 2 корпусу – 30,5%, після 3 корпусу – 51%, після 4 корпусу – 65%, сироп – 70%.

Складаємо розрахункову таблицю матеріального балансу випарної установки:

Таблиця 2.15

Корпус	Концентрація розчину		Витрата розчину G, т/год	Випарено води W, т/год	Паровідбір E, т/год
	CP _n	CP _к			
1	15,5	21	180	47,14	5,76
2	21	30,5	132,86	41,38	4,61
3	30,5	51	91,48	36,77	24,99
4	51	65	54,71	11,78	8,72
5	65	70	42,92	3,07	3,07

Розрахунок об'єму розчину та середнього часу перебування по окремим апаратам випарної установки зводимо в таблицю 2.16:

Таблиця 2.16

Корпус	F	H	n	h%	V	Витрата соку із апарата, т/год.	Густина розчину, кг/м ³	Середній час перебування, хв.
1	2360	4,36	5560	26	9,69	132,86	1020	4,29
2	3000	4,395	7024	30,5	13,17	91,48	1070	9,24
3А	1500	4,36	3532	40,75	8,72	73,09	1128	8,07
3Б	1500	4,36	3532	51	10,01	54,71	1184	10,98
4	2360	4,36	5560	65	17,03	42,92	1279	30,45
5	1500	4,36	3532	70	12,39	39,86	1323	24,69
								87,71



ВАРІАНТ 2. Величини паровідборів аналогічні із варіантом 1, концентрації розчину: очищений сік – 15,5% СР, сік після 3 корпусу – 19,5%, після 1 корпусу – 29%, після 2 корпусу – 51%, після 4 корпусу – 65%, сироп – 70%.

Складаємо розрахункову таблицю матеріального балансу випарної установки:

Таблиця 2.17

Корпус	СР _н	СР _к	G	W	E
3	15,5	19,5	180	36,92	25,14
1	19,5	29	143,08	46,87	5,37
2	29	51	96,21	41,50	4,58
4	51	65	54,71	11,78	8,72
5	65	70	42,92	3,07	3,07

По отриманим даним витрат соку розраховуємо величину середнього часу перебування соку в корпусах випарної установки:

Таблиця 2.18

Корпус	F	H	n	h%	V	Витрата соку із апарата, т/год.	Густина розчину, кг/м ³	Середній час перебування, хв.
3А	1500	4,36	3532	24,5	6,68	161,54	1020	2,53
3Б	1500	4,36	3532	24,5	6,68	143,08	1031	2,89
1	2360	4,36	5560	29	10,26	96,21	1059	6,77
2	3000	4,395	7024	51	17,99	54,71	1181	23,30
4	2360	4,36	5560	65	17,03	42,92	1280	30,48
5	1500	4,36	3532	70	12,39	39,86	1324	24,71
								90,67

Співставлення результатів розрахунків для різних варіантів схем випарних установок, зведених в табл. 2.16 та 2.18, показує, що хоча середній час перебування розчину у випарних установках практично однаковий, для 2 варіанту час перебування соку в 1 та 2 корпусах зростає практично в 2 рази. Це може негативно позначитися на якості сиропу.

Найбільший час перебування розчину в останніх корпусах випарної установки через значне зменшення витрати розчину. Тривалість перебування розчину в цих апаратах може бути зменшена при застосуванні плівкових випарних апаратів із меншим об'ємом розчину в них, тим паче що вони мають кращі теплотехнічні показники при згущенні концентрованих розчинів.

3. Визначення температурного режиму на верстаті заводу

3.1. Методики розрахунку температури відкачки дифузійного соку

Дифузійна установка є одним із найбільших споживачів теплової енергії в технологічному процесі бурякоцукрового виробництва. Від умов її роботи залежить не тільки витрата теплової енергії на сам дифузійний процес, але й ефективність роботи випарної установки та теплової схеми в цілому. Особливо важливим є визначення температур відкачки дифузійного соку та врахування впливу окремих факторів на її величину: типу дифузійної установки, величини відкачки, початкової температури



бурякової стружки та інших параметрів.

Величину температури дифузійного соку необхідно знати як для складання теплового балансу дифузійної установки та визначення витрат гріючої пари на процес дифузії, так і для проведення розрахунку всієї теплової схеми цукрового заводу. Звичайно величину температури відкачки дифузійного соку приймають, виходячи із результатів випробовувань дифузійної установки. Але така практика не дає можливості враховувати зміни в умовах роботи дифузійної установки – величини відкачки, початкової температури стружки, продуктивності та ін.

Тепловий баланс дифузійної установки можливо записати у вигляді рівняння:

$$S_{стр}C_{стр}t_{стр} + D_{прп} + D_{диф}r + S_{жв}C_{жв}t_{жв} = S_{от}C_{от}t_{от} + S_{жс}C_{жс}t_{жс} + Q_{втр}, \quad (3.1)$$

де: $S_{б}$, $S_{жв}$, $S_{от}$, $S_{жс}$ – витрати, відповідно, буряків, живильної води, відкачки дифузійного соку та вихід сирого жому, % до м.б.;

$t_{б}$, $t_{жв}$, $t_{от}$, $t_{жс}$ – температури: бурякової стружки, живильної води, відкачки дифузійного соку та сирого жому, °C;

$C_{б}$, $C_{жв}$, $C_{от}$, $C_{жс}$ – масові теплоємності, відповідно, бурякової стружки, живильної води, відкачки дифузійного соку та сирого жому, ккал/(кг · °C);

$D_{прп}$, $D_{диф}$ – витрати пари на продувку ножів бурякорізок та на обігрів дифузійного апарату або на нагрів циркуляційного соку, % до м.б.,

i_n – ентальпія пари, що витрачається на продувку ножів, ккал/кг;

r – теплота конденсації гріючої пари, ккал/кг.

Завдяки високим значенням питомої поверхні стружки та відносно незначній її товщині на досить малих відстанях руху стружки вздовж дифузійного апарату (терміну взаємодії) досягається вирівнювання температур соку та стружки, тобто ефективність теплообміну наближається до 1,0. Це дозволяє спростити розрахунки температури відкачки дифузійного соку при похибках розрахунку, що, як правило, не перевищують 0,3...0,5°C. Це може мати місце за відсутності помітного пінення або «пробкування» стружки, наявність таких чинників може значно сповільнити процес теплопередачі.

3.1.1. Розрахунок теплового балансу дифузійної установки колонного типу

Для визначення загальної величини витрат тепла на дифузійний процес у колонній дифузії слід скласти її тепловий баланс у відповідності із балансовим рівнянням (3.1). Конструктивно колонна дифузійна установка поділяється на дві частини – екстракційну колону та ошпарювач. При тепловому розрахунку вони можуть розглядатися як зони змішування та зони протитечісного руху потоків (стружки та соку). В той же час ошпарювач, у свою чергу, слід поділяти на дві зони змішування: зона завантажувальної шахти та основна зона ошпарювача (рис.3.1)

При складанні теплового балансу для екстракційної колони та ошпарювача мають враховуватися тепловтрати до навколишнього середовища. Для дифузійної установки типу КД2А-30 і аналогічних оцінка тепловтрат ошпарювача складає 45 Мкал/г, а для екстракційної колони – 80 Мкал/г. Для колон продуктивністю 1500-2000 т/добу абсолютна величина тепловтрат може бути зменшена на 25%. При монтажі дифузійної установки на відкритому повітрі, або якщо температура повітря у бурякопереробному відділенні нижче 10°C, величина тепловтрат має бути збільшена на 10... 15%.

В ошпарювачі дифузії колонного типу відбувається перемішування соку та стружки.



Мінімальна кількість подачі соку у зону завантажувальної шахти складається із величини дифузійного соку, який відкачується із ошпарювача на виробництво, та соку, необхідного для змочування стружки, і далі рухається разом із стружкою (становить приблизно 15% від кількості стружки) – $B\delta+15\%$ до м.б. Слід зазначити, що ця величина витрат соку є мінімально необхідною, якщо витрата соку буде меншою - можливе значне зростання навантаження на привід перемішувального пристрою. Через це, у виробничих умовах підтримують завищену витрату соку в зону завантажувальної шахти передошпарювача.

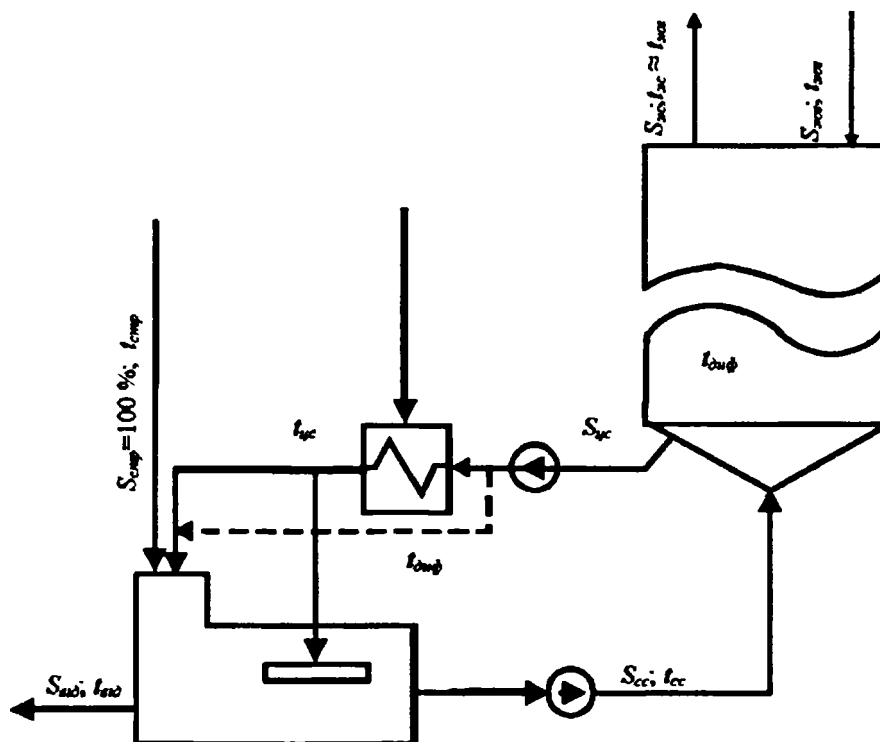


Рис. 3.1. Схема потоків колонної дифузійної установки типу КД2А (пунктиром показано варіант роботи без нагріву соку, що подається в зону завантажувальної шахти ошпарювача).

Виходячи з умови високої ефективності теплообміну між соком та стружкою, вважаємо, що в зоні завантажувальної шахти відбувається вирівнювання температур теплоносіїв, тобто $t_{cmp}^{np}=t_{ед}$, де t_{cmp}^{np} – проміжна температура стружки в зоні за завантажувальною шахтою ошпарювача. Тепловий баланс для зони завантажувальної шахти:

$$S_{cmp} \cdot t_{cmp} \cdot c_{cmp} + (B\delta + 15) \cdot t_{cik}^{np} \cdot c_{cik} = B\delta \cdot t_{ед} \cdot c_{cik} + (S_{cmp} + 15) \cdot c_{cmp} \cdot t_{cmp}^{np} \quad (3.2)$$

Таким чином, формула для розрахунку температури відкачки дифузійного соку із колонної дифузійної установки буде:

$$t_{ед} = \frac{(B\delta+15) \cdot t_{cik}^{np} + S_{cmp} \cdot t_{cmp}}{B\delta+15+S_{cmp}}, \quad (3.3)$$

$$t_{ед} = \frac{t_{cmp} \cdot 100 + (S_{ед}+15) \cdot t_{ic}}{115+S_{ед}}, \quad (3.4)$$

де: t_{cmp} і t_{ic} – відповідно початкова температура стружки и температура нагрітого циркуляційного соку, °C;

$S_{ед}$ – величина відкачки дифузійного соку, % до м.б.

При умові постійної продуктивності циркуляційного насосу невідомою буде величина температури циркуляційного соку. Вона визначається із теплового балансу основної частини ошпарювача при умові, що сокустружкова суміш, яка подається із ошпарювача в екстракційну колону, повинна відповідати температурі дифузійного

процесу (звичайно це складає 70...72°C).

Вважається, що сокостружкова суміш в кількості 115 % до м.б. переходить із зони завантажувальної шахти ошпарювача з температурою відкачки (відбору) дифузійного соку. Тоді необхідна температура нагріву циркуляційного соку може бути визначена з теплового балансу основної частини ошпарювача (стружка з частиною соку надходить у цю зону з температурою, що дорівнює температурі відкачки):

$$(S_{стр} + 15) C_c t_{ом} + [S_{uc} - (S_{ом} + 15)] t_{uc} C_c = q_{ном1} + S_{cc} C_c t_{cc} \quad (3.5)$$

Звідси визначається температура, до якої необхідно нагрівати циркуляційний сік:

$$t_{uc}'' = \frac{S_{cc} \cdot C_c \cdot t_{cc} + q_{ном1} - (S_{стр} + 15) \cdot C_c \cdot t_{ом}}{[S_{uc} - (S_{ом} + 15)] \cdot C_c}, \quad (3.6)$$

де: S_{uc} , S_{cc} – відповідно витрати циркуляційного соку та сокостружкової суміші з ошпарювача в колону, % до м.б.;

$q_{ном1} = 2400 \cdot Q_1 / A$ – питомі тепловтрати ошпарювача, ккал/100 кг св.;

Q_1 – величина тепловтрат ошпарювача, Мкал/г;

A – продуктивність дифузійної установки, т/добу.

Витрата пари на нагрів циркуляційного соку складає:

$$d = \frac{C_c \cdot S_{uc} \cdot (t_{uc}'' - t_{диф})}{r}, \quad \%, \text{ до м.б.} \quad (3.7)$$

де $t_{диф}$ – температура дифузійного процесу в колоні, °C.

Приймаючи, що теплоємність соку і стружки складає

$c_c = 0,9$ ккал/(кг · °C), а теплота конденсації пари $r = 540$ ккал/кг, формулу (3.7) можливо представити у спрощеному вигляді:

$$d = \frac{S_{uc} \cdot (t_{uc}'' - t_{диф})}{600}, \quad \%, \text{ до м.б.} \quad (3.8)$$

У формулі (3.9) невідома температура сокостружкової суміші, яка може бути визначена з теплового балансу колони дифузійної установки:

$$S_{нв} C_{нв} t_{нв} + S_{cc} C_c t_{cc} = q_{ном2} + S_{ж} C_{ж} t_{ж} + S_{uc} t_{uc} C_c; \quad (3.9)$$

де: $q_{ном2} = 2400 \cdot Q_2 / A$ – питомі тепловтрати колони, ккал/100 кг б.;

Q_2 – величина тепловтрат колони, Мкал/г.

Із балансового рівняння (3.9), враховуючи, що $S_{cc} = S_{uc} - S_{ом} + S_{стр}$, отримуємо формулу для розрахунку температури сокостружкової суміші після ошпарювача:

$$t_{cc} = \frac{q_{ном2} + S_{ж} C_{ж} t_{ж} + S_{uc} C_c t_{диф} - S_{нв} C_{нв} t_{нв}}{C_c (S_{uc} - S_{ом} + S_{стр})}. \quad (3.10)$$

У формулі (3.10) теплоємність жому складає 0,94...0,96 ккал/(кг · °C), а температура жому і живильної води приймаються однаковими.

Розрахункові величини температури відкачки дифузійного соку, виконані за даною методикою, наведено в таблиці 3.1 (для продуктивності заводу 2700 т/добу, витраті циркуляційного соку 450 м³/г та температурі дифузійного процесу 72°C).

Для співставлення виконано розрахунки для двох варіантів: (при роботі з постійною витратою циркуляційного соку (450 м³/ч):

- при нагріванні всього циркуляційного соку;
- з подачею соку в зону шахти ошпарювача без нагріву (при температурі



дифузійного процесу в колоні).

Як впливає із результатів розрахунків, наведених у таблиці 3.1, при роботі за другим варіантом, можливо досягти зменшення величини температури відкачки дифузійного соку і відповідно зменшити загальні витрати тепла на дифузійний процес.

Слід зазначити, що зменшення температури відкачки дозволяє збільшити навантаження на останні корпуси випарної установки і більш повно використати тепло конденсатів. Тобто, цей режим роботи дифузійного апарата є більш доцільним з точки зору теплотехнічної ефективності.

Таблиця 3.1.

Розрахункові температури відкачки дифузійного соку в залежності від температури стружки і величини відкачки

Відкачка дифузійного соку, % до м.б.	Початкова температура стружки, °C							
	0	10	15	20	25	30	35	40
З нагрівом всього циркуляційного соку								
110	45,78	49,39	51,19	52,99	54,80	56,60	58,40	60,21
120	47,15	50,55	52,26	53,96	55,66	57,37	59,07	60,77
130	48,39	51,61	53,22	54,83	56,45	58,06	59,67	61,28
140	49,53	52,58	54,11	55,63	57,16	58,68	60,21	61,73
150	50,57	53,47	54,91	56,36	57,80	59,25	60,70	62,14
Без нагріву соку, що подається в зону шахти ошпарювача								
110	40,00	44,44	46,67	48,89	51,11	53,33	55,56	57,78
120	41,36	45,62	47,74	49,87	52,00	54,13	56,26	58,38
130	42,61	46,69	48,73	50,78	52,82	54,86	56,90	58,94
140	43,76	47,69	49,65	51,61	53,57	55,53	57,49	59,45
150	44,83	48,60	50,49	52,38	54,26	56,15	58,04	59,92

Підвищення початкової температури стружки також зменшує витрату пари на дифузійний процес. Але якщо таке підвищення є наслідком продувки ножів в різках гострою парою, то загальні витрати пари на дифузійний процес не зменшуються. Крім того, слід мати на увазі, що підвищення початкової температури стружки призводить до зменшення навантаження на останні корпуси випарної установки і може призвести до зменшення її продуктивності.

3.1.2. Розрахунок температури відкачки дифузійного соку із дифузійної установки похилого типу

Для дифузійних апаратів похилого типу розрахунок температури відкачки дифузійного соку та температурного балансу ускладнюються тим, що ці апарати не мають окремого ошпарювача, і нагрів стружки здійснюється в протитечійному режимі в зоні, яка знаходиться відразу після шахти загрузки стружки.

При визначенні температури відкачки дифузійного соку в дифузійних апаратах коритного типу, умовно, початкову частину дифузійного апарата ділимо на дві зони: зона перемішування стружки та соку в межах завантажувальної шахти, та зону протитечійного руху соку і стружки. Приймаємо, що 15% до маси буряків (м.б.) соку, який надійшов у зону завантажувальної шахти, витрачається на змочування



стружки і повертається разом із нею в зону протитечійного підігріву, де відбувається нагрівання стружки до температури дифузійного процесу. В цій же зоні відбувається також підведення тепла від гріючих камер дифузійного апарата – Q .

Загальна схема процесу схематично представлена на рис. 3.2. У зоні підігріву сік у кількості $B\delta+15\%$ охолоджується від $t_{диф}$ – температури дифузійного процесу до $t_{сік}^{пр}$ – проміжної температури. Охолодження соку, який стікає до лобового сита, відбувається за рахунок нагрівання стружки та частини соку, який її змочує. Тобто, кількість стружки та соку становить: $S_{стр} + 15\% = 115\%$ до м.б.

Стружка нагрівається теплом, яке отримує за рахунок охолодження стікаючого соку та тепловіддачі від гріючих камер дифузії з $t_{стр}^{пр}$ до $t_{диф}$. Тепловий баланс для цієї зони може бути записаний у вигляді:

$$(t_{диф} - t_{сік}^{пр}) \cdot (B\delta + 15) \cdot c_c + Q = (S_{стр} + 15) \cdot c_{стр} \cdot (t_{диф} - t_{стр}^{пр}), \quad (3.11)$$

де c_c та $c_{стр}$ – теплоємність соку та стружки $\approx 0,9$ ккал/(кг · °С).

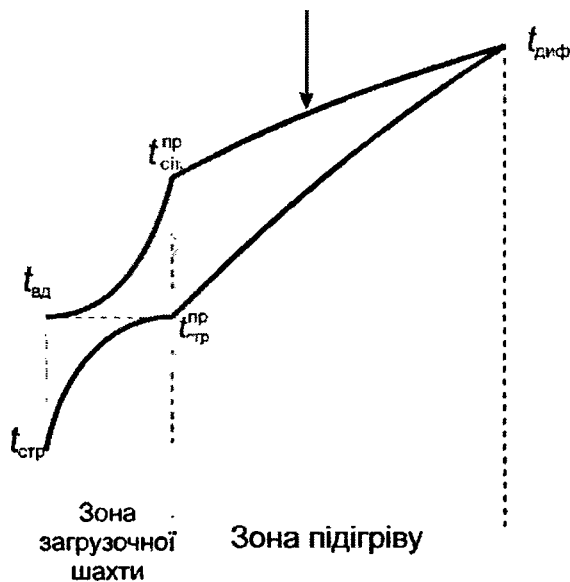


Рис. 3.2. Схема зміни температур соку та стружки в зонах завантажувальної шахти та підігріву стружки дифузійного апарату похилого типу.

Вважаємо, що в зоні завантажувальної шахти відбувається вирівнювання температур соку та стружки, тобто ефективність теплообміну досягає 1,0 (проведені розрахунки для величин ефективностей теплообміну від 1,0 до 0,7 показали, що температура відкачки дифузійного соку при цьому змінюється не більше як на 0,5 °С). Тоді тепловий баланс для зони завантажувальної шахти записується у вигляді:

$$\begin{aligned} S_{стр} \cdot t_{стр} \cdot c_{стр} + (B\delta + 15) \cdot t_{сік}^{пр} \cdot c_{сік} = \\ = B\delta \cdot t_{ад} \cdot c_{сік} + (S_{стр} + 15) \cdot c_{стр} \cdot t_{стр}^{пр} \end{aligned} \quad (3.12)$$

При вирівнюванні температур стружки та дифузійного соку $t_{стр}^{пр} = t_{ад}$. Тоді виходячи із (3.12), можливо записати розрахункову формулу для визначення температури відкачки дифузійного соку у вигляді:

$$t_{ад} = \frac{(B\delta + 15) \cdot t_{сік}^{пр} + S_{стр} \cdot t_{стр}}{B\delta + 15 + S_{стр}} \quad (3.13)$$

Температуру соку перед зоною завантажувальної шахти можливо визначити, використовуючи балансове рівняння (3.14):

$$t_{сік}^{пр} = t_{диф} - (t_{диф} - t_{ад}) \frac{S_{стр} + 15}{B\delta + 15} + \frac{Q}{(B\delta + 15) \cdot 0,9} \quad (3.14)$$



Підставляючи (3.14) в (3.13), отримуємо формулу для розрахунку температури відкачки дифузійного соку з апарата коритного типу:

$$t_{\text{вд}} = \frac{(B\delta - S_{\text{ср}}) \cdot t_{\text{диф}} + \frac{Q}{0,9} + S_{\text{ср}} \cdot t_{\text{ср}}}{B\delta} \quad (3.15)$$

Для розрахунків по формулі (3.15) необхідно знати кількість теплоти, яка підводиться в зоні підігріву стружки від гріючої пари. Її величину можливо визначити, вимірюючи умов виробничих умовах температуру та відкачку дифузійного соку:

$$Q = 0,9 \cdot [t_{\text{вд}} \cdot B\delta - (B\delta - S_{\text{ср}}) \cdot t_{\text{диф}} - S_{\text{ср}} \cdot t_{\text{ср}}] \quad (3.16)$$

Дані, отримані в промислових умовах для дифузійних апаратів типу DC-12 на цукрових заводах при продуктивності від 2200 до 3100 т/добу і обігріві перших камер парою з температурою від 103 до 130°C, можливо узагальнити у вигляді формул:

$$Q = k \cdot F \cdot \Delta t = 20000 \cdot \Delta t / A \quad (3.17)$$

де k – коефіцієнт теплопередачі, ккал/(кг · год · °C);

F – площа теплообміну гріючих камер, м²;

середня різниця температур визначається по формулі:

$$\Delta t = t_{\text{гр}} - \frac{(t_{\text{диф}} + t_{\text{ср}}^{\text{сп}})}{2}, \text{ } ^\circ\text{C} \quad (3.18)$$

$t_{\text{гр}}$ – температура гріючої пари, °C;

A – продуктивність цукрового заводу, т/добу;

50400 – емпіричний коефіцієнт.

Використовуючи представлені залежності, виконано варіантні розрахунки для дифузійних установок, що працюють з продуктивністю 2400 т/добу при обігріві перших камер апарата вторинною парою III корпусу з температурою 103°C та ретурною парою з температурою 130°C при різних відкачках дифузійного соку та початкових температурах стружки (табл. 3.2 та 7.3).

Таблиця 3.2.

Вплив відкачки та температури стружки на температуру відкачки дифузійного соку для дифузійних апаратів похилого типу при температурі гріючої пари 103°C

Темп. стружки, °C	Величина відкачки дифузійного соку, % до м.б.									
	115	120	125	130	135	140	145	150	155	160
0	19,49	21,41	23,20	24,87	26,44	27,91	29,30	30,60	31,83	32,99
5	23,50	25,28	26,93	28,48	29,93	31,29	32,57	33,77	34,91	35,98
10	27,52	29,15	30,67	32,09	33,42	34,67	35,84	36,95	37,99	38,97
15	31,54	33,02	34,40	35,70	36,91	38,04	39,11	40,12	41,07	41,96
20	35,56	36,89	38,14	39,30	40,40	41,42	42,38	43,29	44,15	44,95
25	39,57	40,76	41,87	42,91	43,88	44,80	45,66	46,46	47,22	47,94
30	43,59	44,63	45,61	46,52	47,37	48,17	48,93	49,64	50,30	50,93
35	47,61	48,51	49,34	50,13	50,86	51,55	52,20	52,81	53,38	53,93
40	51,62	52,38	53,08	53,74	54,35	54,93	55,47	55,98	56,46	56,92

Підвищення початкової температури стружки та відкачки дифузійного соку призводить до збільшення температури відкачаного дифузійного соку. Це, у свою чергу призводить до підвищення витрат пари на дифузійний процес та погіршує умови



використання тепла конденсатів і утфельної пари, а також вторинної пари останніх корпусів випарної установки.

Ще більш негативні наслідки мають місце при обігріванні перших камер дифузійного апарата ретурною парою. Проведені розрахунки при температурі гріючої пари 130°C наведені в табл. 3.3, з яких видно, що підвищення температури гріючої пари призводить до збільшення кількості переданого тепла в зоні підігріву і збільшенню, порівняно з попереднім випадком, температури відкачки дифузійного соку на 4...5°C.

Таблиця 3.3.

Вплив відкачки та температури стружки на температуру відкачки дифузійного соку для дифузійних апаратів похилого типу при температурі гріючої пари 130°C

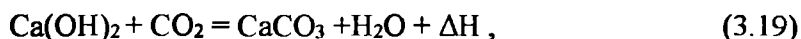
Темп. стружки, °C	Величина відкачки дифузійного соку, % до м.б.									
	115	120	125	130	135	140	145	150	155	160
0	24,13	25,90	27,54	29,08	30,52	31,87	33,14	34,33	35,46	36,52
5	28,15	29,77	31,28	32,69	34,01	35,25	36,41	37,51	38,54	39,51
10	32,17	33,64	35,01	36,29	37,50	38,62	39,68	40,68	41,62	42,50
15	36,18	37,51	38,75	39,90	40,99	42,00	42,95	43,85	44,70	45,50
20	40,20	41,38	42,48	43,51	44,47	45,38	46,23	47,02	47,78	48,49
25	44,22	45,25	46,22	47,12	47,96	48,76	49,50	50,20	50,86	51,48
30	48,23	49,12	49,95	50,73	51,45	52,13	52,77	53,37	53,93	54,47
35	52,25	53,00	53,69	54,34	54,94	55,51	56,04	56,54	57,01	57,46
40	56,27	56,87	57,43	57,95	58,43	58,89	59,31	59,72	60,09	60,45

3.2. Методика розрахунку тепловтрат при сатурації

Процес сатурації є досить вагомим в теплотехнології цукрового виробництва за величиною тепловтрат, але реальний вплив цього процесу враховується при теплотехнічних розрахунках недостатньо. Зниження температури соку при сатурації призводить до необхідності збільшувати витрати гріючої пари на його нагрівання перед наступними технологічними операціями з відповідними перевитратами палива. Крім того, при сатурації втрачається значна частка теплоти, що витрачається у вапняно-випалювальній печі при термічному розкладі карбонату кальцію.

Загалом тепловтрати при сатурації складаються з тепловтрат за рахунок тепловіддачі від корпусу сатуратора в навколишній простір та втрат теплоти з відпрацьованим сатураційним газом. Тепловтрати тепловіддачею від корпусу сатуратора за характером аналогічні тепловтратам від іншого технологічного або теплотехнічного обладнання, але їх величина, порівняно з величиною викидів тепла з відпрацьованим сатураційним газом, незначна. Основна частина теплоти витрачається на випаровування води із соку (85-90% від загальної величини тепловтрат).

Визначення величини тепловтрат у процесі сатурації та зниження температури соку в сатураторі ускладнюється виділенням теплоти хімічної реакції взаємодії вапна у вигляді Ca(OH)_2 з вуглекислим газом CO_2 , яке в спрощеному вигляді може бути представлено як:



де виділення теплоти хімічної реакції $\Delta H = 27,255$ ккал/моль, або 114,17 кДж/моль.

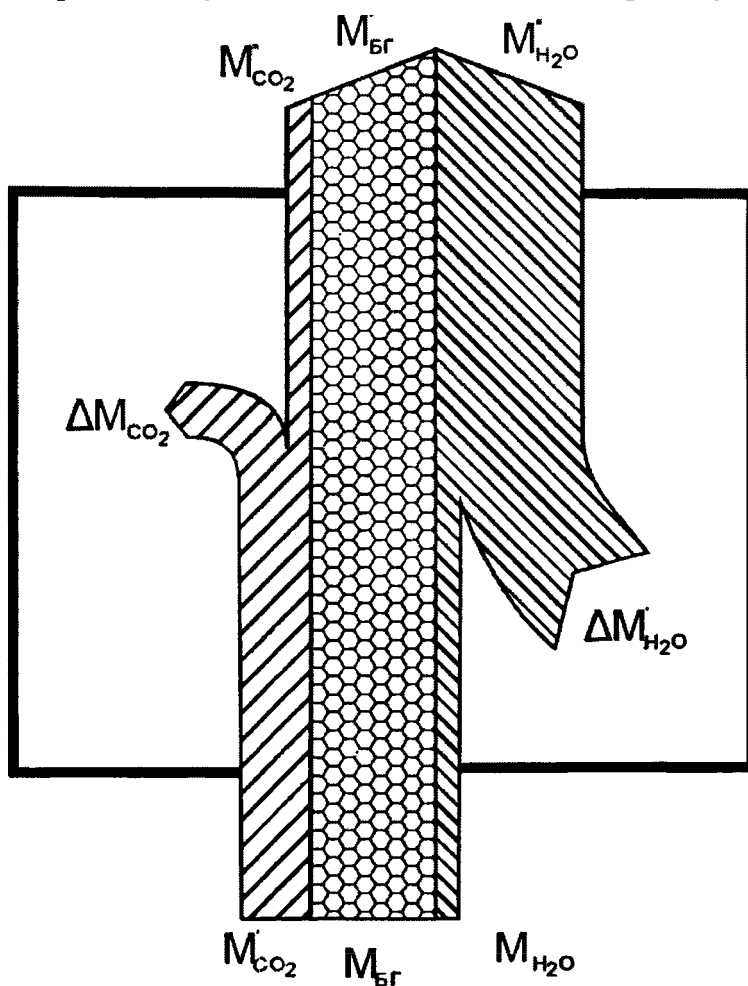


При розробці методики визначення тепловтрат при сатурації приймалося, що в кінці процесу сатурації відбувається вирівнювання температур соку і відпрацьованої парогазової суміші, водяна пара в парогазовій суміші перебуває в стані насичення, і її парціальний тиск відповідає температурі соку в кінці процесу сатурації. У цьому разі має враховуватися також вплив фізико-хімічної депресії (хоча при обробці соку її величина не перевищує $0,15-0,2^{\circ}\text{C}$).

Необхідна кількість подачі сатураційного газу для виконання технологічного процесу визначається, виходячи із витрат вапна на дефекацію та залишку лужності соку після обробки в сатураторі, концентрації (кількості) CO_2 в сатураційному газі та величини коефіцієнту використання вуглекислого газу в сатураторі (відношення маси використаного CO_2 до його загальної маси в сатураційному газі перед сатуратором).

Тепло, яке використовується на випаровування води в газ, береться за рахунок охолодження соку та теплоти хімічної реакції. Його кількість визначається як добуток кількості води, що випарувалася, на величину теплоти пароутворення — $\Delta M_{\text{H}_2\text{O}} \cdot r$.

Принципову модель масових потоків процесу в сатураторі представлено на рис. 3.3.



Сатураційний газ на вході в сатуратор складається із маси вуглекислого газу M'_{CO_2} , маси баластних газів (азот N_2 з домішкою кисню O_2 та CO), які не беруть участі у хімічній реакції M'_{BG} , та маси водяної пари $M'_{\text{H}_2\text{O}}$, яка перебуває в стані насичення при температурі сатураційного газу після стиснення у водокільцевому газовому насосі.

При заданому тиску і температурі сатураційного газу та концентрації в ньому CO_2 можливо розрахувати його загальну витрату (на 100 кг перероблених буряків) та масові частки його компонентів.

Парціальний тиск водяної пари в сатураційному газі можливо визначити за таблицями [7] відповідно до його температури.

На основі цих залежностей визначаються величини парціальних тисків водяної пари, а також залишку вуглекислого газу і баластних газів (азот N_2 з домішкою O_2 та CO), які не беруть участі у хімічній реакції. По

Рис. 3.3. Масові потоки при проведенні процесу сатурації

величинах парціальних тисків на основі відомих термодинамічних співвідношень для газових сумішей визначаються масові концентрації складових суміші. Величина кількості води, що випарувалася ΔW , знаходилася як різниця між вмістом водяної пари в парогазовій суміші після сатуратора та в сатураційному газі після газових насосів. Сумарний тиск сухої суміші газів (без водяної пари) буде становити:

$$P'_{\text{сух}} = P_{\text{ВГК}} - P_{\text{H}_2\text{O}}.$$



Ця суміш складається з CO_2 (об'ємна його концентрація має бути задана) та баластних газів, що не беруть участь у хімічній реакції чи в процесах масообміну. Ці гази за своїми термодинамічними властивостями близькі до повітря. З термодинаміки газових сумішей відомо співвідношення між парціальним тиском компонентів та їх об'ємним вмістом:

$$\varepsilon_i = \frac{P_i}{P_{cm}}; \quad (3.20)$$

де ε_i – об'ємна концентрація компоненту i -го компоненту;

P_i – парціальний тиск i -го компоненту;

P_{cm} – тиск газової суміші.

Звідси:

$$P_{CO_2} = \frac{\varepsilon_{CO_2}}{100 \cdot P_{сух}} \quad (3.21)$$

У знаменнику (3.21) коефіцієнт 100 необхідний для переведення концентрації вуглекислого газу із процентів у частки одиниці.

Тиск баластних газів у сатураційному газі визначається за формулою:

$$P_{БГ} = P'_{сух} - P_{CO_2} \quad (3.22)$$

Дійсна об'ємна концентрація CO_2 в сатураційному газі відмінна від вимірної газоаналізатором, оскільки ним роблять аналіз сухої суміші газів.

Тоді об'ємні концентрації відповідно будуть становити:

$$P_i = \varepsilon_i \times P_{БГ} / P_{сух} \quad (3.23)$$

Масові концентрації компонентів газової суміші можливо розрахувати, знаючи їхні об'ємні концентрації за формулою:

$$m_i = \frac{\frac{\varepsilon_i}{R_i}}{\frac{\varepsilon_{CO_2}}{R_{CO_2}} + \frac{\varepsilon_{H_2O}}{R_{H_2O}} + \frac{\varepsilon_0}{R_0}}; \quad (3.24)$$

де газові сталі для відповідних компонентів суміші:

$$R_{H_2O} = 461,9; \quad R_{CO_2} = 189; \quad R_{БГ} = 286,7 \text{ кг с/см}^2 \text{ м/(кг}^\circ\text{C)}.$$

Маючи величину дійсної масової концентрації вуглекислого газу у сатураційному газі, визначаємо питому витрату сатураційного газу, виходячи із кількості вапна, яке має прореагувати в сатураторі:

$$M_{CO_2} = 44/56 \cdot \frac{cao}{m_{CO_2} \cdot K}, \quad \text{кг/100 кг буряків.} \quad (3.25)$$

Із цієї кількості прореагує в процесі сатурації $M_{CO_2} \times K$ вуглекислого газу та буде виділено теплової енергії хімічної реакції у кількості 619,5 ккал/кг CO_2 .

Загальна маса сатураційного газу складається із суми мас вуглекислого газу, баластних газів та водяної пари. Її можливо розрахувати по визначеній раніше величині маси вуглекислого газу та його масовій концентрації у сатураційному газі (в розрахунку на 100 кг перероблених буряків):

$$M_{сг} = M_{CO_2} / m_{CO_2}, \quad \text{кг/100 кг буряків.} \quad (3.26)$$

Масу баластних газів та водяної пари визначають по розрахованій величині їх масових концентрацій:

$$M_i = M_{сг} / m_i \quad (3.27)$$

Теплота, що виділилася при хімічній реакції та теплота, отримана за рахунок охолодження соку в сатураторі, витрачається на випаровування води, нагрівання сатураційного газу до температури соку в сатураторі та на тепловтрати через стінки сатуратора. Тепловтрати через стінки сатуратора мають бути розраховані, виходячи із його конструкції та стану теплової ізоляції. У першому наближенні їх величину можна прийняти на рівні 80 ккал/100 кг буряків.

На виході із сатуратора в відпрацьованому сатураційному газі (паро-газовій суміші) буде міститися та ж сама маса баластних газів ($M'_{БГ} = M''_{БГ}$), маса вуглекислого газу



зменшиться на кількість CO_2 , що взяла участь у хімічній реакції $M''_{CO_2} = M'_{CO_2} - \Delta M_{CO_2}$

Маса водяної пари на виході із сатуратора зростає на кількість води, яка випарувалася в процесі сатурації $-\Delta M_{H_2O}$.

Оскільки із сатуратора виходить насичена парогазова суміш, парціальний тиск водяної пари залежить від температури в сатураторі та концентрації цукрового розчину:

$$t_{пгс} = t_c - \delta t - \Delta_{фх} \quad (3.28)$$

де: t'_c – температура соку на вході в сатуратор, °C ;

δt – величина охолодження соку в сатураторі, °C;

$\Delta_{фх}$ – фізико-хімічна температурна депресія °C .

Тиск парогазової суміші над рівнем розчину – $P_{пгс}$ у сатураторі дорівнює сумі барометричного тиску – B (для умов України його середня величина 1,02 кгс/см²) та аеродинамічному опору виходу парогазової суміші із сатуратора в атмосферу (зазвичай може складати 0,05 кгс/см²).

Тиск суміші газів без водяної пари у відпрацьованому сатураційному газі:

$$P''_{сух} = P_{пгс} - P''_{H_2O} . \quad (3.29)$$

Суміш сухих газів складається з баластних газів та залишку CO_2 . Відповідно масова концентрація CO_2 в суміші сухих газів буде становити:

$$m_{CO_2}^{сух} = \frac{M'_{CO_2} - \Delta M_{CO_2}}{M'_{CO_2} - \Delta M_{CO_2} + M_{БГ}} \quad (3.30)$$

Об'ємну концентрацію CO_2 в суміші сухих газів можливо розрахувати, знаючи масову, за формулою:

$$\epsilon_{CO_2}^{сух} = \frac{29 \cdot m_{CO_2}^{сух}}{44 - 15 \cdot m_{CO_2}^{сух}} \quad (3.31)$$

Об'ємна концентрація баластних газів у суміші сухих газів складає:

$$\epsilon_{БГ}^{сух} = 1 - \epsilon_{CO_2}^{сух} \quad (3.32)$$

Об'ємна концентрація CO_2 в парогазовій суміші з урахуванням тиску суміші сухих газів буде становити:

$$\epsilon_{CO_2}'' = \epsilon_{CO_2}^{сух} \cdot P_{сух}'' / P_{пгс} . \quad (3.33)$$

Об'ємна концентрація баластних газів в парогазовій суміші буде визначатися за формулою:

$$\epsilon_{БГ}'' = \epsilon_{БГ}^{сух} \cdot P_{сух}'' / P_{пгс} \quad (3.34)$$

Відповідно парціальні тиски компонентів парогазової суміші на виході із сатуратора будуть визначатися по формулі (3.23), а їх масові концентрації по формулі (3.24).

Враховуючи, що кількість баластних газів на вході та виході із сатуратора однакова, можливо вирахувати масу водяної пари в парогазовій суміші:

$$M''_{H_2O} = m''_{H_2O} \cdot \frac{M_{БГ}}{m_{БГ}}, \quad \text{кг/100 кг б.} \quad (3.35)$$

Звідси визначається кількість води, яка випарувалася із соку в парогазову суміш під час процесу сатурації:

$$\Delta M_{H_2O} = M''_{H_2O} - M'_{H_2O}, \quad \text{кг/100 кг б.} \quad (3.36)$$

Кількість теплоти, яку було витрачено на випаровування цієї води, становить:

$$Q_{вип} = \Delta M_{H_2O} \cdot r, \quad \text{ккал/100 кг б.} \quad (3.37)$$

де $r = 549,6$ ккал/кг – теплота пароутворення, ккал/кг.

Кількість теплоти, витраченої на нагрівання сатураційних газів:

$$Q_{сг} = M'_{сух} \cdot c_{сг} \cdot (t_{сат} - t_{БГК}), \quad \text{ккал/100 кг б,} \quad (3.38)$$

де: $M'_{сух} = M'_{CO_2} + M'_{БГ} + M'_{H_2O}$;

$c_{sat}=0,25$ ккал/(кг * °С) – теплоємність сатураційного газу;

t_{sat} , $t_{ВГК}$ температура в сатураторі і температура газу після газового насоса, °С.

Розрахункове зниження температури соку в сатураторі буде становити:

$$\delta t_{sat} = \frac{Q_{вип} + Q_{сух} + Q_{втр} - Q_{хр}}{S_c \cdot c_c}, ^\circ\text{C}. \quad (3.39)$$

Оскільки в процесі розрахунку необхідно знати температуру соку в сатураторі, по якій визначаються параметри парогазової суміші, при його проведенні слід попередньо задаватися величиною зниження температури соку при сатурації, а потім співставляти її із розрахованою величиною. При значних розходженнях їх величин (понад 0,1°С) отримана в результаті розрахунку величина зниження температури соку в сатураторі приймається як задана, і розрахунок повторюється – тобто застосовується процес простих ітерацій.

Як впливає із наведеного розрахунку, основна частина тепловтрат, (близько 95% від загальної величини) припадає на втрати, пов'язані з випаровуванням води із соку в сатураційний газ.

Із застосуванням розробленої методики було проведено аналіз впливу окремих факторів на величину тепловтрат при сатурації. Результати аналізу впливу цих факторів на величину тепловтрат та зниження температури наведено на рис. 2.5.

Аналіз свідчить, що найбільше впливає на величину тепловтрат початкова температура соку. Так, для середньексплуатаційних умов роботи цукрових заводів України, при підвищенні температури соку, що надходить в сатуратор, з 80 до 90°С, тепловтрати зростають у 1,5 рази, а величина зниження температури соку в сатураторі зростає в 3,5 рази.

Не менш вагомим фактором є витрата СаО на очищення соку. Величина тепловтрат, що характеризують цей параметр, близькі за значеннями до температури соку, але слід мати на увазі, що для отримання вапна в газовій печі витрачається досить значна кількість палива (звичайно 0,4-0,6 % до м. б). Практично вся енергія цього палива викидається в навколишній простір – частково як випар при приготуванні вапняного молока, частково в сатураторах, а також як тепловтрати самої печі.

Виділення тепла хімічної реакції для умов 1-ї сатурації складає більшу частину від величини тепловтрат (50-85% від загальної величини). Завдяки цьому зменшення температури соку при 1-й сатурації складає 3-5°С. Якби не було виділення цього тепла, то величина тепловтрат за рахунок охолодження соку в процесі сатурації становила б 8-12°С. Через це падіння температури соку при 1 сатурації не є показовим з точки зору величини тепловтрат.

Для умов 2-ї сатурації кількість тепла, що виділяється при хімічній реакції, суттєво менша, менші витрати газу, але температура процесу вища, і основну частку тепловтрат складає тепло, що виділяється при охолодженні соку. Частка тепла хімічної реакції у загальній величині тепловтрат складає 12-22%, а величина тепловтрат практично співпадає з величинами падіння температури, яке для умов 2-ї сатурації 3-5°С.

Розроблена методика розрахунку і математична модель тепловтрат та зменшення температури соку при сатурації дозволяє більш обгрунтовано обирати режимні характеристики процесу очищення.

Враховуючи, що величини тепловтрат при сатурації досить значні, необхідно розробляти як енергоекономні технологічні режими, так і відпрацьовувати технічні рішення щодо утилізації тепла відпрацьованого сатураційного газу.



Додатки **ТЕПЛОФІЗИЧНІ ВЛАСТИВОСТІ РОБОЧИХ СЕРЕДОВИЩ**

Для розрахунку теплообміну в апаратах та теплових схем цукрових заводів потрібно мати дані про теплофізичні властивості (ТФВ) робочих середовищ, задіяних у робочих процесах. Як правило, теплофізичні властивості подаються у вигляді таблиць або графіків. Графічне подання теплофізичних характеристик поступається за точністю табличному, але дає наочне уявлення про вигляд функціональної залежності робочих параметрів від температури, тиску, вмісту сухих речовин та ін.

Водночас, для розрахунків із застосування комп'ютеру доцільніше застосовувати формули, що описують теплофізичні властивості і досить просто можуть бути реалізовані програмно. Формально такі залежності можуть бути наведені у вигляді поліномів, але доцільнішим є використання функціональних залежностей, загальний вид яких визначений теоретично, а коефіцієнти встановлені за результатами експериментальних досліджень. Такі залежності універсальніші, оскільки можуть використовуватися для різних речовин (змінюються лише коефіцієнти), надійніші під час екстраполяції і простіші у застосуванні.

Для багатьох речовин існують формули ТФВ, на основі яких розраховувалися стандартні таблиці. Але, оскільки для розрахунків теплообмінного обладнання та теплових схем цукрових заводів зміна параметрів ТФВ середовищ відбувається у відносно вузькому діапазоні, доцільніше використовувати більш спрощені розрахункові залежності. Далі будуть наведені залежності, на основі яких виконувалися розрахунки та моделювання як теплообмінних апаратів, так і процесів цукрового виробництва.

Основними робочими середовищами, розглянутими в даній роботі, є вода та водяна пара (в основному на лінії насичення), цукрові розчини та повітря.

Вода та водяна пара

Водяна пара та конденсат водяної пари – найважливіші теплоносії в технології цукрового виробництва. Оскільки для нагрівання продуктів використовується переважно насичена пара та конденсати, важливо знати значення ТФВ для них на лінії насичення.

Залежність між температурою та тиском на лінії насичення

Температура кипіння води або конденсації водяної пари однозначно залежить від тиску. Термодинамічно обґрунтованою є лінійна залежність логарифму тиску насиченої пари від оберненої величини її абсолютної температури.

Для діапазону, що відповідає умовам роботи цукрових заводів, точнішою є залежність, яка в діапазоні температур 45...145°C дає середню відносну похибку не більш як 0,07%:

$$\ln p = 23,1964 - \frac{3816,44}{t + 227,02}, \quad (\text{Д.1})$$

де p - тиск, Па.

Із формули (Д.1) можна вивести залежність температури насиченої водяної пари від її тиску:

$$t = \frac{3816,44}{11,703 - \ln p} - 227,04, \text{ } ^\circ\text{C}. \quad (\text{Д.2})$$

Найточніші результати дає формула Джеррі, яку свого часу використовував М.П. Вукалович для розрахунку стандартних таблиць ТФВ води та водяної пари в стані насичення в діапазоні температур до 100°C.

$$\lg(p/98066.5) = 0,0141966 - 3,142305 \cdot \left(\frac{10^3}{T} - \frac{10^3}{373,16} \right) + \\ + 8,2 \cdot \lg \left(\frac{373,16}{T} \right) - 0,0024804(373,16 - T). \quad (\text{Д.3})$$

Для визначення температури насиченої пари по тиску ця формула може бути наведена у вигляді (розрахунок температури за цією формулою виконується методом ітерацій або іншими методами чисельного розв'язання нелінійних рівнянь):

$$T = \frac{7235,425}{65,822 - 8,2 \ln T + 0,005711T - \ln(p/98066,5)} \quad (Д.4)$$

В формулах (1.3) та (1.4) тиск в Па.

Розрахунок T за цією формулою вимагає застосування методу простих ітерацій. У робочому діапазоні температур ітераційний процес швидко сходиться до єдиного кореня рівняння, і єдиною проблемою застосування формули (1.2) є лише певне ускладнення розрахункового алгоритму.

Питомий об'єм та густина насиченої пари

Виходячи із застосування рівняння Менделєєва–Клапейрона для ідеального газу, з коруванням на особливості ТФВ водяної пари його можна подати у вигляді:

$$pv = [462,45 - 0,07(T - 273,15)] \quad (Д.5)$$

де від 0 до 100°C маємо відносну похибку в діапазоні $\pm 0,25\%$.

Звідси формула для густини насиченої водяної пари буде мати вигляд

$$\rho_n = \frac{98066,5p}{(462,45 - 0,07t)(273,15 + t)} \quad (Д.6)$$

Точніші результати (похибка до 0,011%) в діапазоні від 0,02 до 0,7 МПа дає апроксимація виду:

$$\frac{pv}{RT} = 1 - 0,0147p^{0,68} \quad (Д.7)$$

Звідси формула для визначення питомого об'єму водяної пари

$$v = (1 - 0,0147p^{0,68})0,047066 \frac{t+273,15}{p} \quad (Д.8)$$

Найпростіша лінійна залежність для визначення теплоти конденсації або випаровування для води описується рівнянням $r = 597,2 - 0,5789t$, (Д.9)

в діапазоні від 0 до 100°C похибка не перевищує $\pm 0,1\%$. У межах від 0 до 170°C з середньою відносною похибкою до 0,05% придатна залежність

$$r = 86,92(374,12 - t)^{0,325} \quad (Д.10)$$

Густина води

У діапазоні температур 0...150°C із середньою відносною похибкою до 0,03% можна використовувати залежність, яка враховує аномалію густини води в діапазоні температур 0...4°C:

$$\rho = 1000 - 246 \left[\left(1 - \frac{T}{277,15} \right)^2 \right]^{0,84} \quad (Д.11)$$

$$\text{Теплосмність води } c_p = 1,007 - 0,341 \cdot 10^{-3}t + 0,339 \cdot 10^{-5}t^2 \quad (Д.12)$$

Теплопровідність води

$$\lambda = 0,00346\rho^{2/3} \sqrt{5,8 - \frac{1034}{T}} \quad (Д.13)$$

Відносна похибка розрахунку за цією формулою в діапазоні температур 0...140°C не перевищує 1%, а середня - до 0,2%.

В'язкість води

$$\mu \cdot 10^7 = \exp \left(\frac{T}{0,190443 T - 24,0309} \right) \quad (Д.14)$$

У діапазоні температур 0...135°C відносна похибка розрахунку за цією формулою не перевищує 1,3%.

$$\text{Поверхневий натяг води, Н/м } \sigma \cdot 10^3 = 75,52 + \frac{t}{0,008656 t - 6,9247} \quad (Д.15)$$

У діапазоні температур 0...150°C середня відносна похибка розрахунку за цією формулою не перевищує 0,25%.



Цукрові розчини

Густина водних розчинів цукрози:

$$\rho = \frac{\rho_0}{1 - 0,0038513 \text{ CP}} \quad (\text{Д.16})$$

На основі формули В.В. Яновського і П.А. Архангельського дійсна ізобарна питома масова теплоємність розчину може бути розрахована так:

$$c = 4218 + 2,8 t \lg |0,01t| - \text{CP} (29,73 - 0,07536 t - 0,0461 \text{ Ч}), \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К}) \quad (\text{Д.17})$$

Для діапазону змін параметрів $t = t_{\text{кр}} \dots 130^\circ\text{C}$, $\text{CP} = 0 \dots 90\%$ і $\text{Ч} > 55\%$ відносна похибка до 3%.

Динамічна в'язкість цукрових розчинів:

Для розчинів концентрацією від 0 до 35 – 48% CP

$$\mu \cdot 10^3 = 10^{\left[-1,52 + \frac{0,065 + c}{19,147T} \left(140845 - \frac{4,4429 \cdot 10^7}{T^2} \right) \right]}, \quad (\text{Д.18})$$

Для розчинів концентрацією від 0 до 35 – 48% CP до стану насичення

$$\mu \cdot 10^3 = 10^{\left[-0,7 + \frac{0,025 + c}{19,147T} \left(166050 - \frac{1,07044 \cdot 10^8}{T^2} \right) \right]}, \quad (\text{Д.19})$$

Для пересичених розчинів від стану насичення до 86% CP

$$\mu \cdot 10^3 = 10^{\left[-0,1 + \frac{c}{19,147T} \left(176326 - \frac{1,4303 \cdot 10^8}{T^2} \right) \right]}, \quad (\text{Д.20})$$

де C – молярна концентрація цукрози в частках одиниці: $C = \frac{\text{CP}}{1899,573 + 17,996 \text{ CP}}$.

Співвідношення між абсолютною температурою

(термодинамічною) та температурою за шкалою Цельсія-Штремера має залежність:
 $T = t + 273,15$.

Теплопровідність цукрових розчинів:

$$\lambda = \frac{486 + t(1,55 - 0,005t)}{1 + 0,0054 \text{ CP}} 0,001163, \text{ Вт}/(\text{м} \cdot ^\circ\text{C}). \quad (\text{Д.21})$$

Коефіцієнт поверхневого натягу цукрових розчинів $\sigma_c = \sigma_0 + \frac{1,67 \text{ CP}}{10^4}$, σ_0 – відповідно коефіцієнти поверхневого натягу соку і води. σ_0 – відповідно коефіцієнти поверхневого натягу соку і води. $\sigma_c = \sigma_0 + \frac{1,67 \text{ CP}}{10^4}$, σ_0 – відповідно коефіцієнти поверхневого натягу соку і води. $\sigma_c = \sigma_0 + \frac{1,67 \text{ CP}}{10^4}$, σ_0 – відповідно коефіцієнти поверхневого натягу соку і води.

Фізико-хімічна депресія цукрових розчинів розраховується із застосуванням закону Рауля із використанням коефіцієнта активності води у цукровому розчині. Загалом у нашому випадку має вигляд:

$$\Delta p_x = t(P_{i,0}) - t(p_i), \quad (\text{Д.23})$$

$$p_i = P_{i,0} \gamma_i x_i, \quad (\text{Д.24})$$

де p_i – парціальний тиск i -го компонента над киплячим розчином, у даному разі – водяної пари над цукровим розчином; $P_{i,0}$ – тиск пари даного компонента (водяної пари) під час кипіння чистої рідини (води) за температури, що дорівнює температурі кипіння розчину; γ_i – коефіцієнт активності води в цукровому розчині; x_i – мольна концентрація даного компонента (води) в розчині.

Тиск насиченої водяної пари розраховується за допомогою формул (Д.1) або (Д.2).

Коефіцієнт активності води (позначається індексом 1) в цукровому розчині визначається за залежністю:

$$\gamma_1 = \exp[-3,12(1 - x_1)^{1,738}]. \quad (\text{Д.25})$$

Перерахунок із масової в молярну концентрацію виконується за формулами:

– для розчину чистої цукрози: $x_1 = \frac{342(100 - \text{CP})}{34200 - 324 \text{ CP}}, \quad (\text{Д.26})$

– для розчинів з чистотою $\text{Ч} < 100\%$:

$$x_1 = \frac{34200(100 - \text{CP})}{18 \text{ CP} \left[1 + \frac{342(100 - \text{Ч})}{M_{\text{нц}} \text{ Ч}} + \frac{34200(100 - \text{CP})}{18 \text{ Ч CP}} \right]}. \quad (\text{Д.27})$$

де (Д. 27) $M_{\text{нц}}$ – середня молекулярна маса нецукрів у розчині.

За результатами обробки даних по фізико-хімічній депресії цукрових розчинів було визначено, що середня величина $M_{\text{нц}} = 148$.

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 °С)

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

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

$P_{\text{ман}}$	$t, ^\circ\text{C}$	$P_{\text{ман}}$	$t, ^\circ\text{C}$	$P_{\text{ман}}$	$t, ^\circ\text{C}$	$P_{\text{ман}}$	$t, ^\circ\text{C}$
-0,90	49,06	0,05	100,99	1,00	119,94	1,95	132,56
-0,85	56,21	0,10	102,28	1,05	120,72	2,00	133,13
-0,80	61,74	0,15	103,53	1,10	121,48	2,05	133,69
-0,75	66,29	0,20	104,73	1,15	122,22	2,10	134,24
-0,70	70,17	0,25	105,89	1,20	122,95	2,15	134,79
-0,65	73,57	0,30	107,02	1,25	123,67	2,20	135,33
-0,60	76,60	0,35	108,11	1,30	124,37	2,25	135,86
-0,55	79,34	0,40	109,17	1,35	125,06	2,30	136,38
-0,50	81,85	0,45	110,19	1,40	125,74	2,35	136,90
-0,45	84,16	0,50	111,19	1,45	126,41	2,40	137,42
-0,40	86,30	0,55	112,17	1,50	127,07	2,45	137,92
-0,35	88,31	0,60	113,12	1,55	127,72	2,50	138,43
-0,30	90,20	0,65	114,04	1,60	128,36	2,55	138,92
-0,25	91,97	0,70	114,94	1,65	128,98	2,60	139,41
-0,20	93,66	0,75	115,82	1,70	129,60	2,65	139,90
-0,15	95,26	0,80	116,68	1,75	130,21	2,70	140,37
-0,10	96,79	0,85	117,52	1,80	130,81	2,75	140,85
-0,05	98,25	0,90	118,35	1,85	131,40	2,80	141,32
0,00	99,65	0,95	119,15	1,90	131,99		

Список використаної літератури

1. Методические рекомендации по тепловой схеме с пятикорпусной выпарной установкой без концентратора с повышенным температурным режимом. – К.: НПО «Сахар», 1982. – 15 с.
2. Штангеев К.О. Рационалізація теплового господарства цукрових заводів: Навчальний посібник. / К.О. Штангеев. – Київ: ІПДО НУХТ, 2006. – 86 с.
3. Гуревич М.С., Федоров П.Д. Теплосиловое хозяйство сахарных заводов. – К.: Техническая литература СССР, 1962. – 372 с.
4. Попов В.Д. Основы теории тепло- и массообмена при кристаллизации сахарозы. – М.: Пищевая промышленность. – 1973. – 320 с.
5. Современные технологии и оборудование свеклосахарного производства. Часть 2. [В.О. Штангеев, В.Т. Кобер, Л.Г. Белостоцкий и др.]. – К.: Цукор України, 2004. – 320 с.
6. Колесников В.А., Нечаев Ю.Г. Теплосиловое хозяйство сахарных заводов. – М.: Пищевая промышленность, 1980. – 392 с.
7. Загородский С. Теплосиловое хозяйство сахарных заводов. – М.: Лёгкая и пищевая промышленность, 1984. – 130с.
8. Штангеев К.О., Сидоренко Ю.И. Снижение расхода топлива в сахарном производстве. – М.: Изд. комплекс МГУПП, 2003. – 38 С.
9. Христенко В.И., Штангеев К.О., Мишук Р.Ц. Спрощені розрахунки теплових схем цукрових заводів. – //Цукор України. – 2001. – № 1-2.
10. Горюх В.Н., Штангеев К.О. Современные тепловые схемы и тепло-обменные аппараты (обзор). – М.: АгроНИИТЭИПП, 1990. – серия «Сах.пр-сть», вып. 4. – 32 с.
11. Инструкция по теплотехническому режиму и тепловому контролю свеклосахарного производства. – К.: НПО «Сахар», 1982. – 142 с.
12. Христенко В.И., Штангеев К.О., Мишук Р.Ц. Влияние эксплуатационных факторов на теплотребление в продуктовом отделении. – //Сахар. – 2000. – № 3.
13. Sugar Technology. Beet and Cane Sugar Manufacture// [P.W van der Poel, H. Schiweck, T. Schwartz ets all.]. – Berlin: Bartens KG, 1998. – 1102 с.
14. Коваленко Л.М., Глушков А.Ф. Теплообменники с интенсификацией теплоотдачи. – М.: Энергоатомиздат, 1986, – 240 с.
15. Справочник по технологическому оборудованию сахарных заводов/[В.Г. Белик, С.А. Зозуля, Б.Н. Жарик и др.]. – К.: Техніка, 1982. – 304 с.

