

ПОКРАЩЕННЯ ТЕПЛОВОЇ ІНТЕГРАЦІЇ ПРОЦЕСУ КОНЦЕНТРУВАННЯ КВАСНОГО СУСЛА

Товажнянський Л.Л., Перевертайленко О. Ю., Гарсв А.О.,
Горбунов К.О., Биканов С.М., Толста Н.О.
Харківський політехнічний інститут, м. Харків

Постановка і актуальність проблеми. Одним з найбільш раціональних способів виробництва квасу є приготування його з концентрату квасного сусла, що дозволяє значно знизити втрати речовин на виробництві і, що найголовніше, – перевести виробництво квасу на індустріальну основу.

Застосування концентратів квасного сусла та квасу замість квасних хлібців або хлібозапасів також дозволяє підвищити вміст сухих речовин в квасному суслі, за результатами чого скорочується витрата цукру на виробництві квасу. При цьому його фізико-хімічні показники залишаються в межах, передбачених діючими стандартами, а органолептичні показники за рахунок більш високого вмісту в квасі екстрактивних речовин хлібної сировини значно поліпшуються. [1]

Отримання концентрату дозволяє знизити витрати сухих речовин на 15–18 % за рахунок більш повного вилучення екстрактивних речовин з вихідної сировини. [2]

Вироблення концентратів квасного сусла і концентратів квасу на спеціалізованих заводах спрощує механізацію та автоматизацію, транспортні та складські роботи, що дозволяє знизити трудові та грошові витрати на виробництво продукції.

Крім того, при виробництві напоїв з концентратів, внаслідок зменшення обсягів вихідної сировини, значно знижуються витрати на будівництво складських приміщень для зберігання сировини.

Поряд із цим досягається значна економія матеріальних ресурсів за рахунок:

1. Ліквідації ряду технологічних процесів (випічка квасних хлібців, дроблення хлібців та ін.);
2. Зниження витрати палива, електроенергії, холоду на охолодження сусла при виробництві квасу;
3. Скорочення вартості технологічного обладнання цехів.

Оптимальні параметри багатокорпусної випарної установки визначаються по мінімальному критерію оптимальності, у якості якого звичайно приймаються сумарні витрати на проведення процесу. Вони складаються з вартості гріючої пари, вартості охолоджувальної води, застосовуваної для конденсації пари, що виходить з останнього корпусу; вартості експлуатації устаткування, включаючи амортизацію, ремонт апаратів; вартості електроенергії, що споживаються вакуум-насосами і насосами для перекачування розчину і т. ін.

Вибір оптимального варіанта проводиться на підставі опору техніко-економічних показників ряду розрахункових варіантів.

У хімічних і суміжних з нею галузях промисловості рідкі суміші, концентрування в які здійснюється випарюванням, відрізняються великою розмаїтістю як фізичних параметрів (в'язкість, щільність, температура кипіння, величина критичного теплового потоку та ін.). Це визначає основні вимоги до умов проведення процесу (вакуум-випарювання, прямо і противоточні і багатокорпусні випарні установки), а так само до конструкцій випарних апаратів.

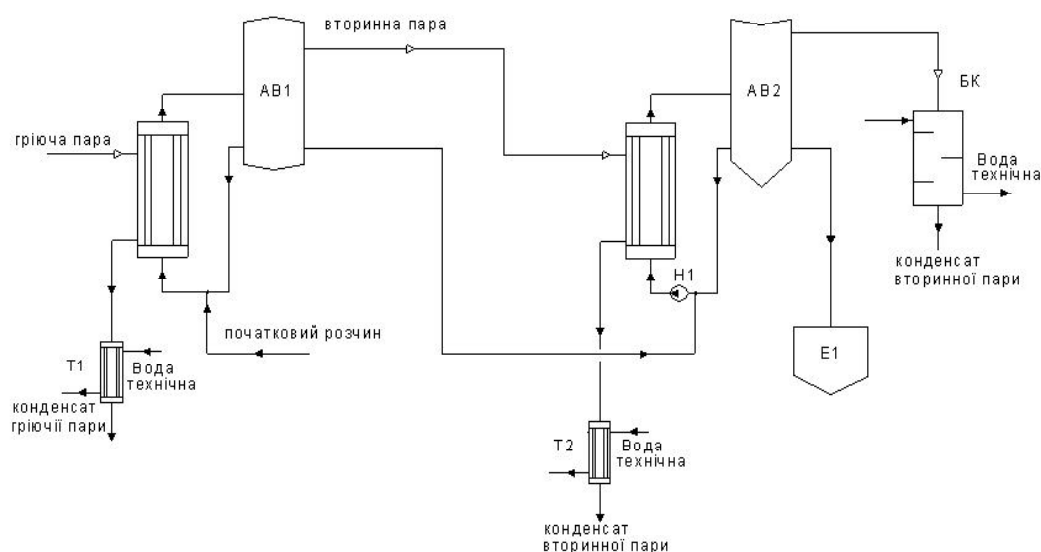
Така розмаїтість вимог певним чином ускладнює процедуру вибору схеми випарної установки, типу апарата, числа ступенів багатокорпусної випарної установки. У загальному випадку такий вибір є задачею оптимального пошуку і виконується в техніко-економічному порівнянні різних варіантів з використанням ЕОМ.

Тому, метою цієї роботи було проведення пошуку можливостей зниження затрат теплової енергії та затрат охолоджувальної води за допомогою методик інтеграції процесів для установкки концентрування квасного сусла потужністю 12,5 тис. т/рік.

Було розглянуто початкову стадію концентрування квасного сусла до 45%. Для цього процесу було обрано двокорпусну випарну установку, енерго-функціональна схема якої представлена на (рис. 1).

За результатами аудиту технологічної схеми процесу випарювання було розраховано матеріальний і тепловий баланси, визначено значення матеріальних і теплових потоків. Ці поточкові дані технологічної схеми наведені у табл. 1.

Гарячі потоки були вибрані таким чином, щоб існувала можливість використовувати їх теплову енергію, як рекуперативну і при цьому не відбувалося порушень технологічного режиму роботи установки. Тому пари, які є гріючими у даному випадку ми не враховуємо [3].



AB1-AB2 – випарний апарат, BK – барометричний конденсатор змішування, H1 – насос, T1-T2- охолоджувачі, E1 – продуктова ємність

Рис. 1 – Енерго-функціональна схема концентрування квасного суслу

Таблиця 1 – Потоківі дані технологічної схеми

| № потоку | Поток | Тип потоку | TS, °C | TT, °C |
|----------|-------------------------------------|------------|--------|--------|
| 1 | Конденсат гріючої пари | гарячий | 148 | 95 |
| 2 | Конденсат вторинної пари | гарячий | 123 | 30 |
| 3 | Конденсація пари після 2-го корпусу | гарячий | 55 | 54 |
| 4 | Початковий розчин | холодний | 30 | 127,8 |
| 5 | Вода на ГВП | холодний | 15 | 60 |

Для визначення значення можливої рекуперації теплової енергії й цільових значень зовнішніх утиліт: гарячих і холодних потоків, побудуємо температурно-ентальпійну діаграму.

Для цього необхідно знайти потокові ентальпії :

$$\Delta H_1 = Q_1 = G_{F1} \cdot c_{F1} \cdot (T_T - T_S); \quad (1)$$

$$\Delta H_2 = Q_2 = G_2 \cdot c_2 \cdot (T_T - T_S); \quad (2)$$

$$\Delta H_3 = Q_3 = G_3 \cdot r_3 \cdot (T_T - T_S); \quad (3)$$

$$\Delta H_4 = Q_4 = G_4 \cdot c_4 \cdot (T_T - T_S); \quad (4)$$

$$\Delta H_5 = Q_5 = G_5 \cdot c_5 \cdot (T_T - T_S); \quad (5)$$

де $\Delta H_1, \Delta H_2, \Delta H_3, \Delta H_4, \Delta H_5$ — потокова ентальпія потоків, кВт;

Q_1, Q_2, Q_3, Q_4, Q_5 — витрата тепла потоків, кВт;

c_1, c_2, c_4, c_5 — питома теплоємність речовини, кДж/(кг·К);

r_3 — питома теплота фазового переходу;

G_1, G_2, G_3, G_4, G_5 — витрата, кг/с;

T_T и T_S — цільова температура та температура постачання, °C.

Потокові ентальпії потоків 1 – 5 дорівнюють :

$$\Delta H_1 = 288,002 \text{ кВт}; \Delta H_2 = 434,403 \text{ кВт};$$

$$\Delta H_3 = 3308,2 \text{ кВт}; \Delta H_4 = 1211,4 \text{ кВт}; \Delta H_5 = 480,6 \text{ кВт}.$$

За зміною потокової ентальпії розраховуємо потокові теплоємності:

$$CP_1 = \Delta H_1 / (T_T - T_S); \tag{6}$$

$$CP_2 = \Delta H_2 / (T_T - T_S); \tag{7}$$

$$CP_3 = \Delta H_3 / (T_T - T_S); \tag{8}$$

$$CP_4 = \Delta H_4 / (T_T - T_S); \tag{9}$$

$$CP_5 = \Delta H_5 / (T_T - T_S); \tag{10}$$

де $CP_1, CP_2, CP_3, CP_4, CP_5$ — потокова теплоємність потоків, кВт/°C.

Тоді

$$CP_1 = 288,002 / (148 - 95) = 5,43 \text{ кВт/}^\circ\text{C}, CP_2 = 434,403 / (123 - 30) = 4,67 \text{ кВт/}^\circ\text{C},$$

$$CP_3 = 3308,2 / (55 - 54) = 3308,2 \text{ кВт/}^\circ\text{C}, CP_4 = 1211,413 / (30 - 127,8) = 12,39 \text{ кВт/}^\circ\text{C},$$

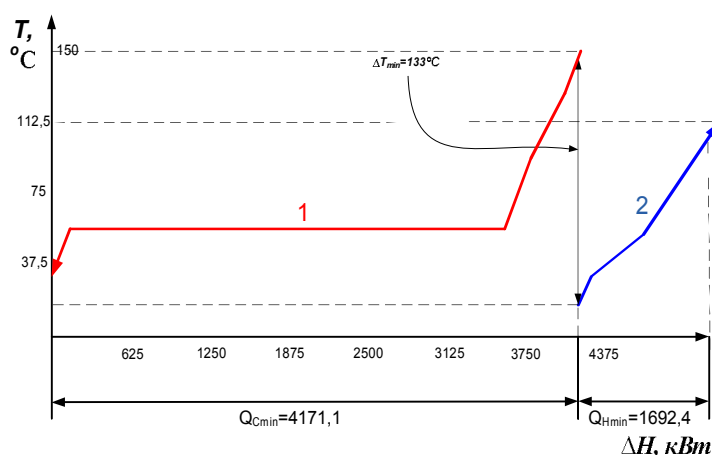
$$CP_5 = 480,6 / (15 - 60) = 10,68 \text{ кВт/}^\circ\text{C}.$$

Отримані значення зведено в потокову таблицю 2.

Таблиця 2 – Потокові дані технологічної схеми

| № потоку | Тип потоку | TS, оC | TT, оC | ΔH , кВт | CP, кВт/ оC |
|----------|------------|--------|--------|------------------|-------------|
| 1 | гарячий | 148 | 95 | 280,002 | 5,43 |
| 2 | гарячий | 123 | 30 | 434,403 | 4,67 |
| 3 | гарячий | 55 | 54 | 3308,2 | 3308,2 |
| 4 | холодний | 30 | 127 | 1211,4 | 12,39 |
| 5 | холодний | 15 | 60 | 480,6 | 10,68 |

Для того, щоб визначити можливість збереження теплової енергії в системі, представимо всі технологічні потоки випарної установки на температурно-ентальпійній діаграмі. Можливість теплообміну між потоками, що розглядаються, буде існувати тільки в тому випадку, якщо температура гарячого потоку вище температури холодного потоку у всіх точках (рис. 2). Різниця температур між потоками по вертикальній осі і буде рушійною силою теплопередачі.

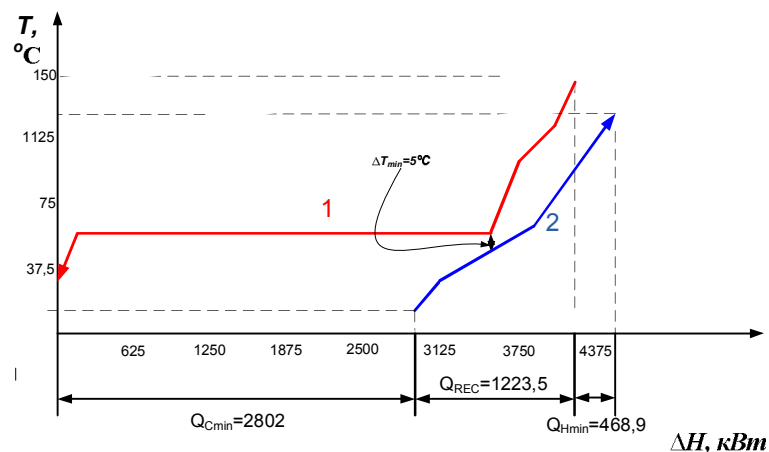


1 — гаряча складова крива; 2 — холодна складова крива;

QH_{min}, QSt_{min} , — споживання потужності від гарячих утиліт і холодних утиліт

Рис. 2 – Спільне зображення гарячої й холодної складових кривих до реконструкції

Тепер зрушуємо потоки уздовж ентальпійної осі так, щоб забезпечити рівність $\Delta T_{min} = 5 \text{ }^\circ\text{C}$ (рис 3)[4].



1 — гаряча складова крива; 2 — холодна складова крива;
 QH_{min} , QC_{min} — споживання потужності від гарячих утиліт і холодних утиліт

Рис. 3 – Спільне зображення гарячої й холодної складових кривих після реконструкції

Складові криві потоків, побудовані для випарної установки при $\Delta T_{min} = 5 \text{ }^\circ\text{C}$, показують, що існує можливість синтезувати мережу рекуперативного теплообміну в якій зменшуються використання холодних і гарячих утиліт.

В результаті одержали цільові енергетичні значення для гарячих $Q_{Hmin}=2802 \text{ кВт}$ і холодних енергоносіїв $Q_{Cmin}=468,87 \text{ кВт}$, а максимальна потужність рекуперації – $Q_{REK}=1223,5 \text{ кВт}$.

Також визначили локалізацію пінча на температурах гарячих потоків, яка дорівнює $T_{СППЧ}=50^\circ\text{C}$ та холодного – $T_{НППЧ}=55^\circ\text{C}$.

На звичайній технологічній схемі при проектуванні дуже важко провести поділ технологічної схеми випарювання на підсистему, що перебуває вище пінча, і підсистему нижче пінча. Найбільше зручно це зробити – представити потоки технологічної схеми випарювання за допомогою сіткової діаграми, на якій показуються процеси теплообміну між гарячими та холодними потоками.

Розділяємо технологічну схему випарювання на дві підсистеми, де вертикальні лінії показують локалізацію пінча. Ліворуч від вертикальних ліній перебуває підсистема потоків, що розташовується вище пінча, праворуч – нижче див. рис. 4.

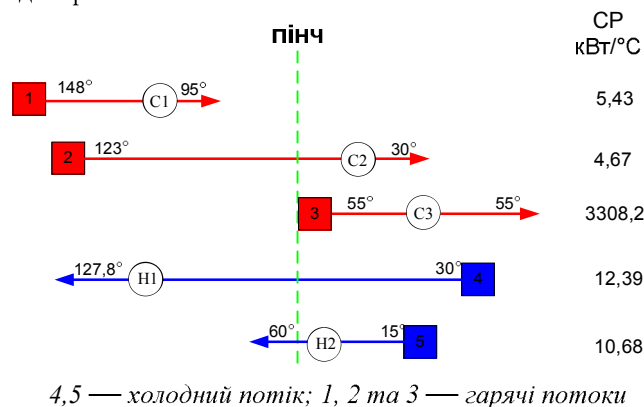


Рис. 4 – Сіткова діаграма технологічної системи випарювання квасного сула

Вище пінча вся теплота гарячих потоків може бути рекуперована холодними потоками, а нижче пінча вся енергія, необхідна для нагрівання холодних потоків, може бути отримана від гарячих потоків. Це означає, що вище пінча всі гарячі потоки повинні бути наведені до температури пінча за допомогою теплообміну з холодними потоками.

В області пінча діють найменші рушійні сили теплопередачі, тому це сама стиснута область для можливих розміщень рекуперативних теплообмінників. Дійсно, на всіх теплообмінних апаратах у районі пінча мінімальна різниця температур повинна дорівнювати строго $\Delta T_{min} = 5 \text{ }^\circ\text{C}$.

У результаті проробленої роботи була виконана оптимізація теплообмінної мережі підігріву початкової суміші з використанням додаткового холодного потоку для потреб підприємства в процесі випарювання для обраних цільових функцій рис. 5.

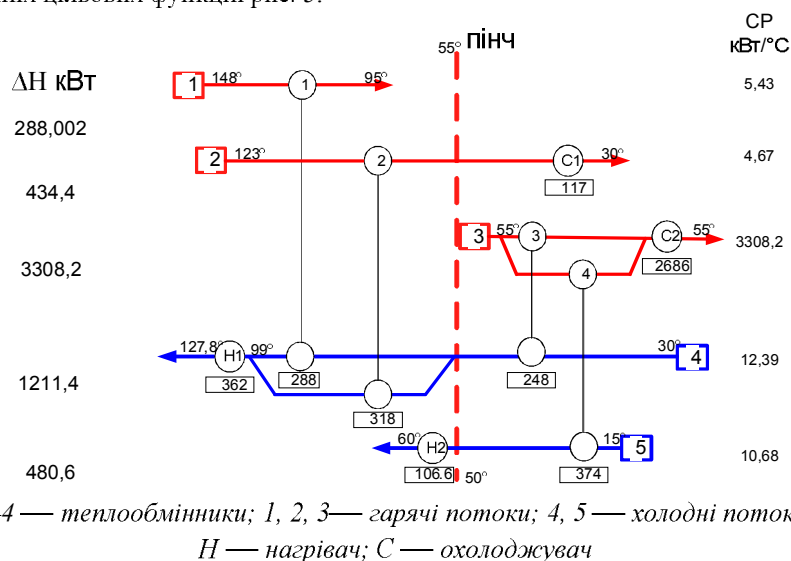
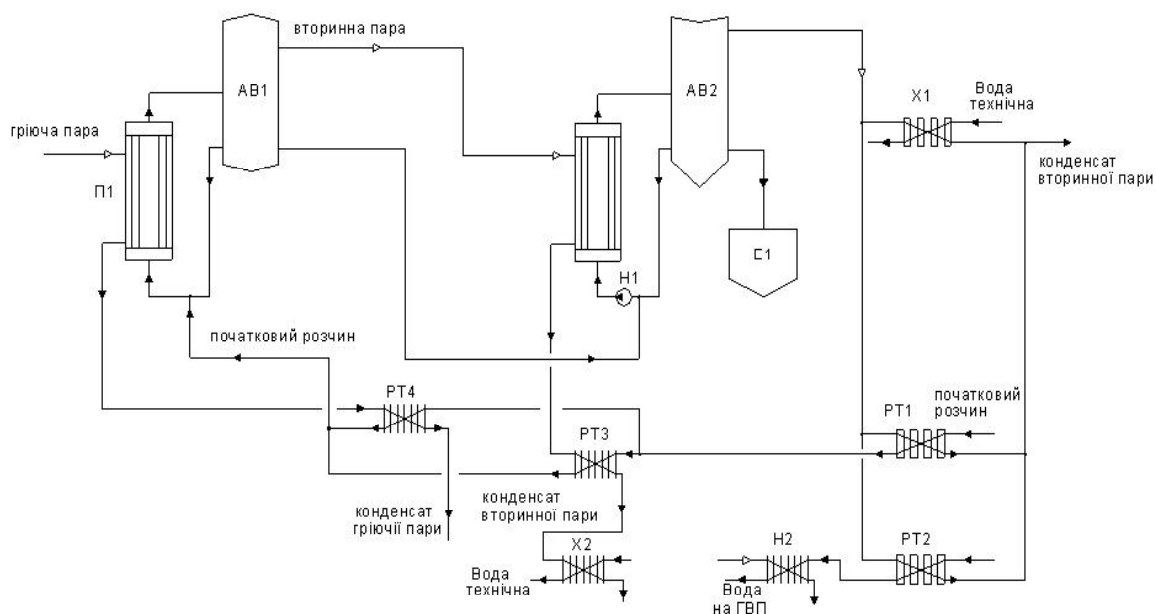


Рис. 5 – Сіткова діаграма технологічних потоків з розташуванням теплообмінників

У результаті зробленої роботи одержали дані наведені в табл. 3.

Таблиця 3 – Порівняння енергетичних характеристик існуючої та пропонованої в проєкті реконструкції теплообмінних мереж технологічної системи випарювання

| Технологічна схема | Гарячі утиліти Q_{Hmin} , кВт | Холодні утиліти Q_{Cmin} , кВт |
|---------------------|---------------------------------|----------------------------------|
| До реконструкції | 4171,1 | 1692,4 |
| Після реконструкції | 2802 | 468,87 |



AB1-AB2 — випарний апарат, X1 — пластинчатий утилітний конденсатор, X2 — пластинчатий охолоджувач, PT1-PT2 — рекуперативні пластинчаті конденсатори, PT3-PT4 — рекуперативні пластинчаті теплообмінники, H1 — насос, П1 — утилітний підігрівач, E1 — продуктова ємність

Рис. 6 – Енерго-функціональна схема концентрування квасного сусла після реконструкції

Було проведено оцінку можливостей використання теплообмінного обладнання для проектування рекуперативної сітки. Для забезпечення дотримання значення $\Delta T_{\min} = 5$ °С необхідно використовувати високоефективні пластинчаті теплообмінні апарати розбірного та напіврозбірного типу. Напіврозбірні пластинчаті конденсатори нового покоління Alfa Cond можуть ефективно застосовуватися замість барометричних конденсаторів змішування, які є типовим обладнанням випарних установок на Україні та країні СНД. Встановлення апаратів Alfa Cond дозволить знизити дебіт охолоджувальної води, спростити регулювання барометричної конденсаційної системи. Можливе використання цих апаратів для підігріву початкового розчину, що дозволить збільшити значення теплової енергії рекуперації випарних установок [11].

Висновки. Для оптимального значення ΔT_{\min} методами пінч-проекування синтезована технологічна схема теплообмінної системи. За результатами досліджень була спроектована схема реконструкції двокорпусної випарної установки. (рис. 6).

Впровадження рекуперативної теплообмінної системи установки дозволить знизити витрати гарячих утиліт, що споживається процесом на 1369 кВт, та витрати холодних – на 1223 кВт.

Література

1. Якубович Ф.Ф. Производство хлебного кваса, М., 1982 г.
2. Производство концентрата квасного сусла и кваса из него. Общая информация, М., 1985 г.
3. Смит Р., Клемеш Й., Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М. Основы интеграции тепловых процессов. Харьков. НТУ «ХПИ». 2000. – 456 с.
4. Товажнянский Л.Л., Капустенко П. А., Ульев Л. М., Болдырев С. А., Мельниковская Л. А., Терещенко В. Н. "Пинч-интеграция процесса концентрирования ортофосфорной кислоты" Интегровані технології та енергозбереження // Щоквартальний науково-практичний журнал.– Харків.– НТУ «ХП».– 2008.– №2.– С. 9-17
5. Капустенко П. А., Перевертайленко А. Ю., Хавин Г. Л., Арсеньева О. "Анализ применения пластинчатого теплообменного оборудования в процессе производства экстракционной фосфорной кислоты" Интегровані технології та енергозбереження // Щоквартальний науково-практичний журнал.– Харків.– НТУ «ХП».– 2008.– №2.– С. 130-145

УДК 66.045.01

МОДЕРНИЗАЦИЯ СИСТЕМЫ ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНО УСТАНОВЛЕННЫХ ПОДОГРЕВАТЕЛЕЙ САХАРНОГО СОКА

**Арсеньева О.П., канд. техн. наук, доцент, Бабак Т.Г., доцент
Национальный технический университет «ХПИ»
Демирский А.В., науч. сотр., Хавин Г.Л., канд. техн. наук, доцент
АО «Содружество-Т», г. Харьков**

Рассмотрена задача замены кожухотрубчатых теплообменников на пластинчатые в системе последовательно установленных подогревателей сахарного сока перед выпариванием. Предложено перевести один из теплообменников на обогрев конденсатом первого корпуса. Расчет пластинчатых аппаратов производится по критерию минимума приведенных затрат. Показано, что в течение сезона, несмотря на некоторое увеличение приведенных затрат, за счет снижения расхода пара достигается существенная экономия средств.

The problem of shell-and-tube heat exchangers replacement by plate units in the system of serially installed heaters of sugar juice before the evaporation is examined. It is proposed to heat one of the heat exchangers by the condensate from the first vessel. The calculation of plate units is carried out under the criteria of input costs minimization. It is shown, that during the season, despite of some increase of the input costs, it is achieved the significant savings of funds at the expense of flow rate decreasing.

Ключевые слова: пластинчатые теплообменники, нагрев сахарного сока, приведенные затраты.

Для различных производств пищевой и перерабатывающей промышленности в технологическом процессе предусмотрен нагрев или охлаждение сырья (полуфабриката) в последовательно установленной совокупности подогревателей. Существующая тенденция замены кожухотрубчатых теплообменников на более эффективные пластинчатые, требует создания методики проектирования группы установленных