

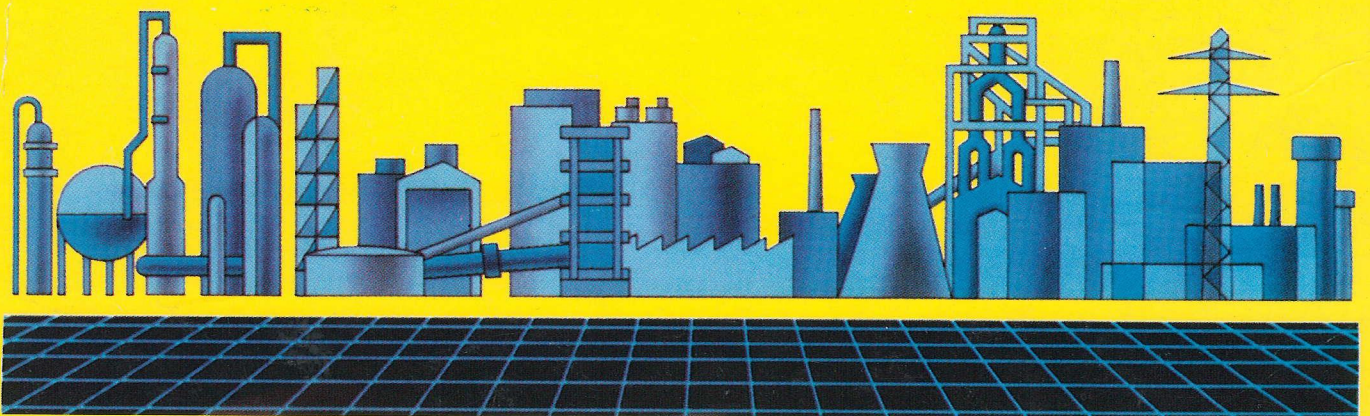
ISBN 5-7763-2106-9
ISBN 5-7763-2107-7

ІТЕ ІНТЕГРОВАНІ ТЕХНОЛОГІЇ ТА ЕНЕРГОЗБЕРЕЖЕННЯ

ЩОКВАРТАЛЬНИЙ НАУКОВО-ПРАКТИЧНИЙ ЖУРНАЛ



2'2002



УДК 621.1.016: 579

Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М., Болдырев С.А.

УЛУЧШЕНИЕ ТЕПЛОВОЙ ИНТЕГРАЦИИ НА САХАРНЫХ ЗАВОДАХ

Национальный технический университет «Харьковский политехнический институт»

Производство сахара из сахарной свеклы является сложным процессом, который состоит из тесно взаимосвязанных тепловых процессов, таких, как нагревание, многокорпусная выпарка, варка, кристаллизация и сушка, а также таких процессов, как отбелка, дефекация, сатурация, фильтрация, центрифугирование и т.д. Тепловая система сахарного завода представляет собой очень сложный комплекс, состоящий из многокорпусной выпарной установки, а также системы теплообменников, греющим агентом в которых является вторичный пар. В данной работе анализируется эффект, который возможно получить на сахарных заводах стран СНГ, которые были спроектированы и построены во время относительно низкой цены на энергоносители и сейчас работают, как правило, в режиме далеко от оптимального.

Объектом исследования является тепловая схема сахарного завода для переработки 3000 тонн сахарной свеклы в сутки.

Технологическая схема производства является типичной для заводов стран СНГ и включает в себя непрерывный диффузионный процесс с возвратом жомпрессовой воды, известково-углекислую очистку диффузионного сока (состоящую из прогрессивной преддефекации, холодно-горячей основной дефекации, первой сатурации, фильтрования, дефекации перед второй сатурацией, вторую сатурацию и сульфитацию), сгущение сока выпариванием и три ступени кристаллизации с аффинацией сахара третьей кристаллизации.

Обследование работы предприятия, его технологической схемы и рабочего регламента позволило определить холодные и горячие потоки процесса, их особенности и теплофизические характеристики (табл. 1).

Таблица 1 – Поточковые данные для существующей теплообменной сети сахарного завода

№	тип	поток	T _н	T _к	C, кДж/(кг*К)	W, кг/с	CP, кВт/К	ΔH, кВт	α, Вт/м ² ·К
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1	гор	вторичный пар К 1	124,5	124,5	* $\gamma=2191,6$ кДж/кг	19,28		41040,00	5000,00
2	гор	вторичный пар К 2	115	115	* $\gamma=2216,8$ кДж/кг	15,67		34730,70	5000,00
3	гор	вторичный пар К 3	105	105	* $\gamma=2254,6$ кДж/кг	5,97		13456,40	5000,00
4	гор	вторичный пар К 4	95	95	* $\gamma=2298,7$ кДж/кг	1,49		2298,70	5000,00
5	гор	конденсат вторичного пара К1	120	15	4,19	19,28	80,78	8482,20	4000,00
6	гор	конденсат вторичного пара К2	103	15	4,19	15,70	65,71	5782,00	4000,00
7	гор	конденсат вторичного пара К3	93	15	4,18	6,00	25,09	1956,71	4000,00
8	гор	конденсат вторичного пара К4	82	15	4,18	1,50	6,27	419,99	4000,00

Продолжение таблицы 1

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
9	гор	конденсат рет. пара	130	104	4,19	22,42	93,95	2442,60	4000,00
10.1	гор	вторичный пар 1-го ВА	76	76	* $\gamma=2318,9\text{кДж/кг}$	1,83		4243,59	5000,00
10.2	гор	конденсат пара 1-го ВА	76	42	4,19	1,83	7,67	260,70	4000,00
11	хол	барометрическая вода	42	68	4,19	41,64	174,47	4536,26	8700,00
12	хол	диффузионный сок	45	66	4,00	76,34	305,36	6412,56	8700,00
13	хол	преддефекованный сок	51	85	4,00	78,77	315,08	10712,60	1600,00
14	хол	сок 1 сатур. перед ДФ	80	90	4,00	78,77	315,08	3150,76	8700,00
15	хол	прямой после ДФ	80	95	3,80	28,45	108,13	1621,88	8700,00
16	хол	сок перед 2 сатур.	80	95	3,90	50,32	196,23	2943,43	8700,00
17.1	хол	сок перед ВУ	80	126	3,90	50,32	196,23	9026,51	8700,00
17.2	хол	сок в 1 корпусе ВУ	125,5	125,5	* $\gamma=2191,6\text{кДж/кг}$	19,36		42440,00	3000,00
18	хол	сок во 2 корпусе ВУ	116	116	* $\gamma=2211,2\text{кДж/кг}$	15,67		34643,00	2500,00
19	хол	сок в 3 корпусе ВУ	106	106	* $\gamma=2245\text{кДж/кг}$	5,97		13399,10	1500,00
20	хол	сок в 4 корпусе ВУ	96	96	* $\gamma=2286\text{кДж/кг}$	1,49		3410,94	900,00
21	хол	сок в 5 корпусе ВУ	84	84	* $\gamma=2337\text{кДж/кг}$	0,17		405,47	750,00
22	хол	сироп перед фильтром	68,5	82	3,00	9,86	29,56	399,12	310,00
23	хол	упаривание утфеля	75	75	* $\gamma=2321\text{кДж/кг}$	2,67		6201,48	5000,00
24	хол	чистая вода	15	42	4,19	39,80	166,76	4502,57	8700,00

*) обозначает поток с фазовым изменением. СР для него не определяется, а определяется скрытая теплота фазового перехода – r .

В данной работе рассматривается тепловая интеграция свеклоперерабатывающего и сокоочистительного отделений, поэтому в таблице 1 представлены потоки только этих двух отделений за исключением одного потока – потока сахарного сиропа в вакуум аппаратах продуктового отделения.

Простой анализ этих данных показывает одно из узких мест в существующей тепловой схеме предприятия, а именно значительный недогрев очищенного сока перед выпаркой. Очищенный сок должен подаваться в первый корпус выпарной установки с температурой 126 °С. Сейчас его температура равна 110 °С.

Из данных также следует, что минимальная разность температур между холодными и горячими потоками равна $\Delta T_{\min} = 8,5$ °С и локализуется она на втором корпусе выпарной установки.

Построим горячие и холодные составные кривые для системы технологических потоков, представленных в таблице № 1, но без потока № 9, для $\Delta T_{\min} = 8,5$ °С (рис. 1). Структура составных кривых достаточно просто позволяет идентифицировать на них потоки в выпарных аппаратах, а также определить мощность потребляемую процессом от ретурного пара [1].

Для разности $\Delta T_{\min} = 8,5$ °С пинч локализуется на температуре горячих потоков 124,5°С (рис. 1). Составные кривые показывают, что два теплообменных аппарата переносят теплоту через пинч, т.е. нарушают основные принципы пинч-проектирования. Более того, этими теплообменниками являются в данном случае – утилитные теплообменные аппараты, т.е. аппараты, в которые поступают внешние горячие утилиты. Это теплообменный аппарат Н и теплообменник первого корпуса выпарной установки К1.

Один из основных принципов пинч-анализа запрещает использовать горячие утилиты ниже пинча. Такое применение горячих утилит означает прямой перенос энер-

гии через пинч [1], что увеличивает минимально необходимую для осуществления процесса потребляемую тепловую мощность на величину горячих утилит, используемых ниже пинча.

Величина мощности, потребляемая производством с ретурным паром равна $Q_{Hmin} = 51,5$ МВт, что соответствует использованию 68,4 кг ретурного пара на 100 кг перерабатываемой свеклы. Данное значение сильно превосходит средневропейский показатель – 40 кг пара на 100 кг свеклы [2] и ещё больше превосходит показатель для заводов, использующих пластинчатые выпарные аппараты – 25 кг/100 кг свеклы [3].

Целью настоящего исследования является разработка мероприятий, выполнение которых приведет к снижению потребления ретурного пара в процессе производства сахара. Для этого сначала определим ΔT_{min} для корневого пинч-проекта [1], используя потоковые данные, приведенные в таблице 1. ΔT_{min} определяется минимизацией приведенной стоимости проекта, т.е. из нахождения компромисса между конкурирующими стоимостями капитальных затрат и потребляемой энергии с помощью построения стоимостных кривых.

Стоимость энергии для обследуемого предприятия принимается равной 28 USD за 1 кВт год.

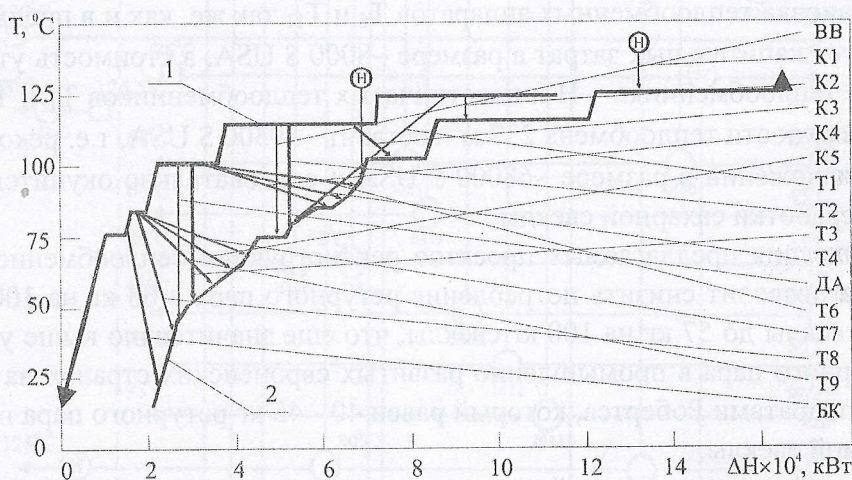


Рисунок 1 – Представление существующих теплообменных связей между технологическими потоками на составных кривых. 1 – горячая составная кривая; 2 – холодная составная кривая; BB – вакуумные выпарные аппараты; K1-K5 – корпуса выпарной установки; T1-T4, T6-T9 – рекуперативные теплообменные аппараты; DA – диффузионный аппарат; BK – барометрический конденсатор; H – горячие утилиты

Оценивать капитальные вложения будем по следующему закону стоимости для трубчатых теплообменных аппаратов [1]:

$$\text{Кап. Вложения} = B + A (S)^{0,87} \text{ USD}, \quad (1)$$

где B – стоимость установки аппарата, равная 15 000 USD для выпарных аппаратов и 2 000 USD для подогревателей сока, A – коэффициент стоимости теплообменной поверхности, равный 2 000 USD для выпарных аппаратов и 150 USD для подогревателей, S – площадь поверхности теплообмена.

Приведенные капитальные затраты будем определять для условия пятилетнего кредита с фиксированной кредитной ставкой в 10%. Количество теплообменных аппа-

ратов определяем по значению $N-1$ [1] и без разделения на пинче, где N – общее количество интегрируемых потоков.

Построение стоимостных кривых для данных таблицы 1 показывает, что $\Delta T_{\min \text{ opt}} = 2,5$ °С, т.е. меньше чем ΔT_{\min} в настоящее время. Это говорит о том, что существует возможность снижения потребления тепловой энергии в рассматриваемом производстве сахара не только за счет устранения переноса тепловой энергии через пинч, но и за счет уменьшения ΔT_{\min} в теплообменной сети предприятия.

Составные кривые, построенные для $\Delta T_{\min} = 2,5$ °С показывают, что локализация пинча находится, как и прежде на потоках № 1 и № 17. Целевое значение горячих утилит в этом случае составляет ≈ 43220 кВт, что эквивалентно потреблению 57,4 кг ретурного пара на 100 кг перерабатываемой свеклы, и это на 16% меньше, чем мощность, потребляемая в настоящее время.

Сеточная диаграмма теплообменной сети для $\Delta T_{\min} = 2,5$ °С представлена на рис. 2. Мощность, потребляемая от ретурного пара тепловой системой, приведенной на рис. 2, равна $Q_{H\min} = 43224$ кВт, что совпадает с установленным ранее целевым значением. Реконструкция, выполненная по схеме на рис. 2, позволит за счёт снижения энергопотребления сэкономить 77240 \$ USA за одну свекловичную кампанию.

Установка теплообменных аппаратов T_6 и T_{11} так же, как и в предыдущих случаях, потребует капитальных затрат в размере ~ 8000 \$ USA, а стоимость утилитного пластинчатого теплообменника – Н и пластинчатых теплообменников T_1 и T_{10} общей площадью поверхности теплообмена 237 м^2 составит ~ 59300 \$ USA, т.е. реконструкция потребует капложений в размере ~ 68000 \$ USA и следовательно окупится за одну кампанию переработки сахарной свеклы.

Реализация предлагаемых проектов реконструкции теплообменной сети сахарного завода позволит снизить потребление ретурного пара с 68 кг на 100 кг перерабатываемой свеклы до 57 кг на 100 кг свеклы, что еще значительно выше уровня потребления ретурного пара в промышленно развитых европейских странах на заводах с выпарными аппаратами Робертса, который равен 40 - 45 кг ретурного пара на 100 кг перерабатываемой свеклы.

Простой анализ тепловой сети производства сахара и ее сеточной диаграммы показывает, что температура холодного потока №13 – преддефекованного сока (табл.1) при прохождении через дефекатор и сатуратор уменьшается с 85 °С до 80 °С. Поточковая теплоемкость потока №13 ~ 315 кВт/К, т.е. мощность тепловых потерь на данной позиции равна 1575 кВт.

При прохождении потока №14 – сока первой сатурации через дисковый фильтр теряется 10°С температуры потока, т.к. температура сока первой сатурации перед дисковым фильтром равна 90 °С, а температура промоя после патронного фильтра и температура сока перед второй сатурацией равна 80 °С. Учитывая потоковые теплоемкости последних двух потоков, вычисляем мощность тепловых потерь в районе дискового фильтра. Она равна 3040 кВт.

При прохождении холодного потока №16 - сока перед второй сатурацией через сульфитатор второй ступени и патронный фильтр его температура уменьшается на 15 °С, т.е. мощность тепловых потерь составляет величину 2940 кВт. Суммарная мощность указанных тепловых потерь равна $\sim 7,6$ МВт, что приводит к потреблению лишних 10,1 кг ретурного пара на 100 кг перерабатываемой свеклы.

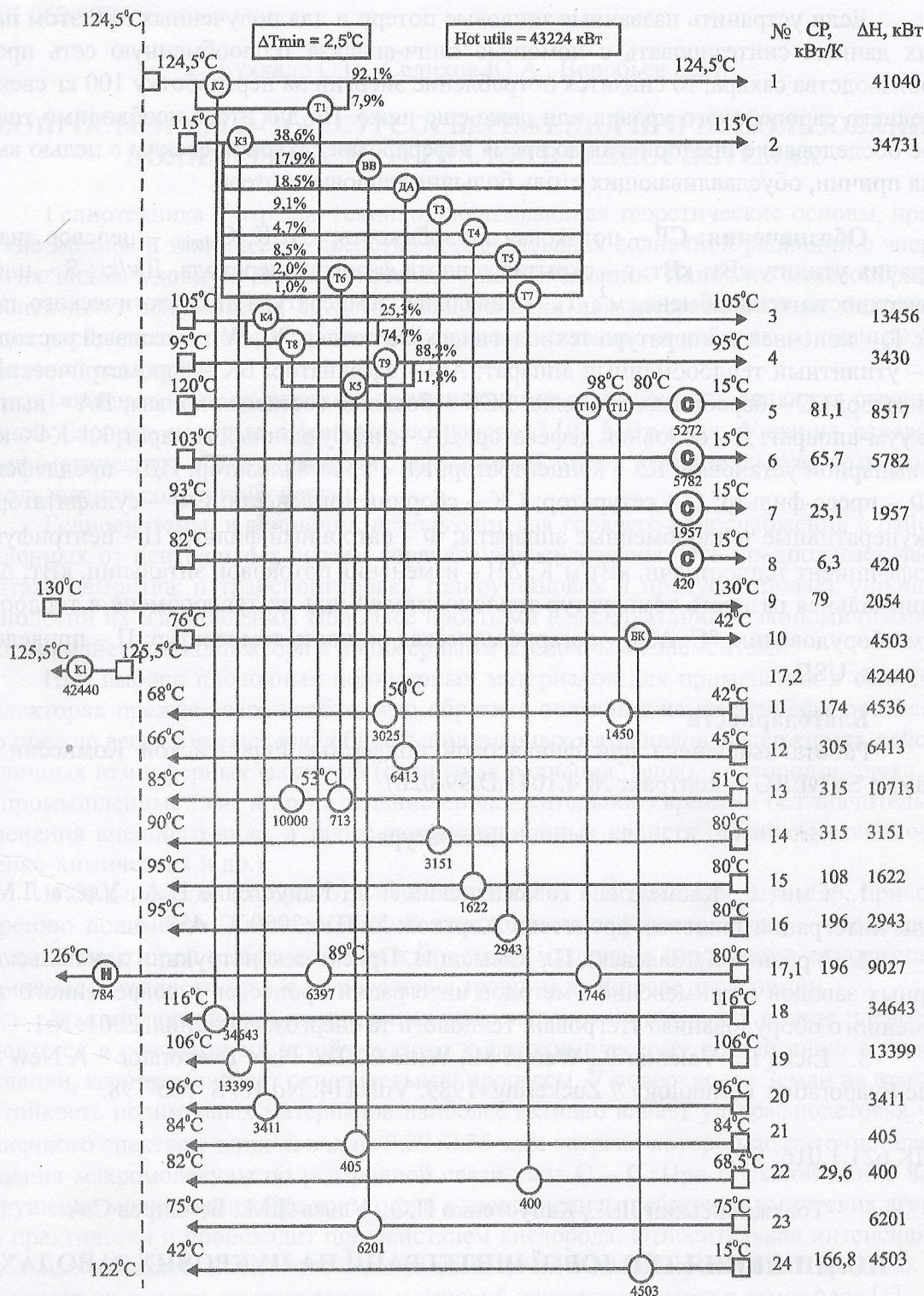


Рисунок 2 – Сеточная диаграмма проекта теплообменной сети для системы потоков из таблицы. Диаграмма построена для $\Delta T_{\min} = 2.5$ °C. Т₁ – рекуперативные теплообменные аппараты; Н – утилитный теплообменник; К1-К4 – корпуса выпарной установки; К5 – концентратор выпарной установки; ДА – диффузионный аппарат; БК – барометрический конденсатор; С – указывает на теплоту, отводимую от процесса производства сахара; № – условный номер технологического потока; СР – потоковая теплоёмкость; ΔН – изменение потоковой энтальпии; Цифры под размещениями оборудования показывают тепловую нагрузку. На расщеплениях потоков № 1, 2, 3 и 4 показаны процентные соотношения теплоёмкостей

Если устранить названные тепловые потери и для полученных при этом потоковых данных синтезировать с помощью пинч-анализа теплообменную сеть процесса производства сахара, то снизится потребление энергии на переработку 100 кг свеклы до среднего европейского уровня или даже еще ниже. Но для этого необходимо тщательное обследование предприятия во время переработки сахарной свеклы с целью выяснения причин, обуславливающих столь большие тепловые потери.

Обозначения: CP – потоковая теплоёмкость, кВт/К; Q_{Hmin} – целевое значение горячих утилит, кВт; g – скрытая теплота фазового перехода, Дж/кг; S – площадь поверхности теплообмена, m^2 ; T_H – начальная температура технологического потока, °C; T_K – конечная температура технологического потока, °C; W – массовый расход, кг/с; H – утилитный теплообменный аппарат; АФ – аффинатор; БК – барометрический конденсатор; БС – барабанная сушилка; БСК – большая составная кривая; ВА – выпарной вакуум-аппарат; Д – основной дефекатор; ДА – диффузионный аппарат; К1-К4 – корпуса выпарной установки; К5 – концентратор; КР – кристаллизатор; ПД – преддефекатор; ПФ – пресс-фильтр; С – сатуратор; СК – сборник конденсата; СФ – сульфитатор; T_i – рекуперативные теплообменные аппараты; Ф – патронный фильтр; Ц – центрифуга; α – коэффициент теплоотдачи, кВт/ m^2K ; ΔH – изменения потоковой энтальпии, кВт; ΔT_{min} – минимальная разность температур теплоносителей при их теплообмене в теплообменном оборудовании, °C; ΔT_{ln} – логарифмическая разность температур; П – приведенные затраты, USD.

Благодарности

Работа выполнена при финансовой поддержке Европейской Комиссии (программа SYNERGY, контракт № 4.1041.D/99-028)

Литература

1. Смит Р., Клемеш Й., Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М. Основы интеграции тепловых процессов. Харьков: ХГПУ. 2000. С. 457.
2. Урбанец К., Залевски П., Клемеш Й. Проект реконструкции для польских сахарных заводов с применением методов интеграции процессов и современного теплообменного оборудования // Інтегровані технології та енергозбереження. 2001. №1. С.3-12.
3. Licha H., Valentin P., Wersel M., Witte G. The Plate Evaporator – A New Methodic Evaporation Technology // Zuckering. 1989. Vol. 114. No 10. S. 785-798.

УДК 621.1.016: 579

Товажнянський Л.Л., Капустенко П.О., Ульев Л.М., Болдирев С.А.

ПОЛІПШЕННЯ ТЕПЛОВОЇ ІНТЕГРАЦІЇ НА ЦУКРОВИХ ЗАВОДАХ

У роботі проведено обстеження цукрового заводу потужністю 3000 тон переробки буряка на добу. За допомогою застосування до одержаних даних методів пінч-аналізу виявлено вузькі місця у тепловій мережі заводу та розроблено проект до її реконструкції. При реалізації цього проекту питоме споживання теплової енергії може бути знижено на 16 %. Строк окупності запропонованої модернізації не перевищує тривалості кампанії переробки цукрових буряку. Намічені шляхи подальшого скорочення енергоспоживання у розмірі ~ 30%.