



ВЕСТНИК

НАЦИОНАЛЬНОГО ТЕХНИЧЕСКОГО
УНИВЕРСИТЕТА
«ХПИ»

9'2002

1

Харьков

Л.Л. ТОВАЖНЯНСКИЙ, д-р. тех. наук, *П.А. КАПУСТЕНКО*, канд. тех. наук, *Л.М. УЛЬЕВ*, канд. тех. наук, *С.А. БОЛДЫРЕВ*.

ТЕПЛОВАЯ ИНТЕГРАЦИЯ И ЭНЕРГОСБЕРЕЖЕНИЕ В САХАРНОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ

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 проєкт до її реконструкції. При реалізації цього проєкту питоме споживання теплової енергії може буде знижено на 16%. Строк окупності запропонованої модернізації не перевищує тривалості кампанії переробки цукрових буряку. Намічені шляхи подальшого скорочення енергоспоживання у розмірі ~ 30%.

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 много корпусной выпарной установки, а также системы теплообменников, греющим агентом в которых является вторичный пар из корпусов выпарной установки. В данной работе анализируется эффект, который возможно получить на сахарных заводах стран СНГ, которые были спроектированы и построены во время относительно дешевых энергоносителей и сейчас работают, как правило, в режиме далеком от оптимального.

Объектом исследования является тепловая схема сахарного завода производительностью 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), стужение 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). В данной работе мы будем проводить тепловую интеграцию свеклоперерабатывающего и сокоочистительного отделений, поэтому в таблице представлены потоки только этих двух отделений за исключением одного потока – потока сахарного сиропа в вакуум аппаратах продуктового отделения.

Технологическая схема системы теплообмена производства сахара из сахарной свеклы представлена на рис. 2 и включает все потоки из таблицы. Заметим, что поток конденсата ретурного пара возвращается в котельную и в интеграцию включаться не будет.

Таблица. Потоковые данные для существующей теплообменной сети сахарного завода

№	тип	поток	Tн	Tк	C, кДж/(кг·К)	W, кг/с	CP, кВт/К	ΔH, кВт	α, Вт/м ² ·К
1	гор	вторичный пар К1	124,5	124,5	* $\gamma=2191,6$ кДж/кг	19,28		41040,00	5000,00
2	гор	вторичный пар К2	115	115	* $\gamma=2216,8$ кДж/кг	15,67		34730,70	5000,00
3	гор	вторичный пар К3	105	105	* $\gamma=2254,6$ кДж/кг	5,97		13456,40	5000,00
4	гор	вторичный пар К4	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
9	гор	конденсат рет. пара	130	104	4,19	22,42	93,95	2442,60	4000,00
10.1	гор	вторичный пара 1-го ВА	76	76	* $\gamma=2318,9$ 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	преддефектованный 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	* $r=2191,6$ кДж/кг	19,36		42440,00	3000,00
18	хол	сок во 2 корпусе ВУ	116	116	* $r=2211,2$ кДж/кг	15,67		34643,00	2500,00
19	хол	сок в 3 корпусе ВУ	106	106	* $r=2245$ кДж/кг	5,97		13399,10	1500,00
20	хол	сок в 4 корпусе ВУ	96	96	* $r=2286$ кДж/кг	1,49		3410,94	900,00
21	хол	сок в 5 корпусе ВУ	84	84	* $r=2337$ 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	* $r=2321$ 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 .

Простой анализ этих данных потоков показывает одно из узких мест в существующей тепловой схеме предприятия, а именно значительный недогрев очищенного сока перед выпаркой (рис. 1). 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 на теплообменном оборудовании 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, но без потока № 9, для $\Delta T_{\min} = 8,5$ °С (рис. 2). Структура составных кривых достаточно просто позволяет идентифицировать на них потоки в выпарных аппаратах.

Для разности $\Delta T_{\min} = 8,5$ °С пинч локализуется на температуре горячих потоков 124,5 °С (рис.2). Если мы отложим температуры пинча на сеточной диаграмме, построенной для реальной схемы, то мы сразу увидим, что два теплообменных аппарата переносят теплоту через пинч (рис. 3), 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.

На сеточной диаграмме показаны десять горячих потоков, направленных слева направо и 14 холодных, направленных справа налево. Показаны 4 корпуса выпарной установки К1-К4, концентратор К5, подогреватель перед

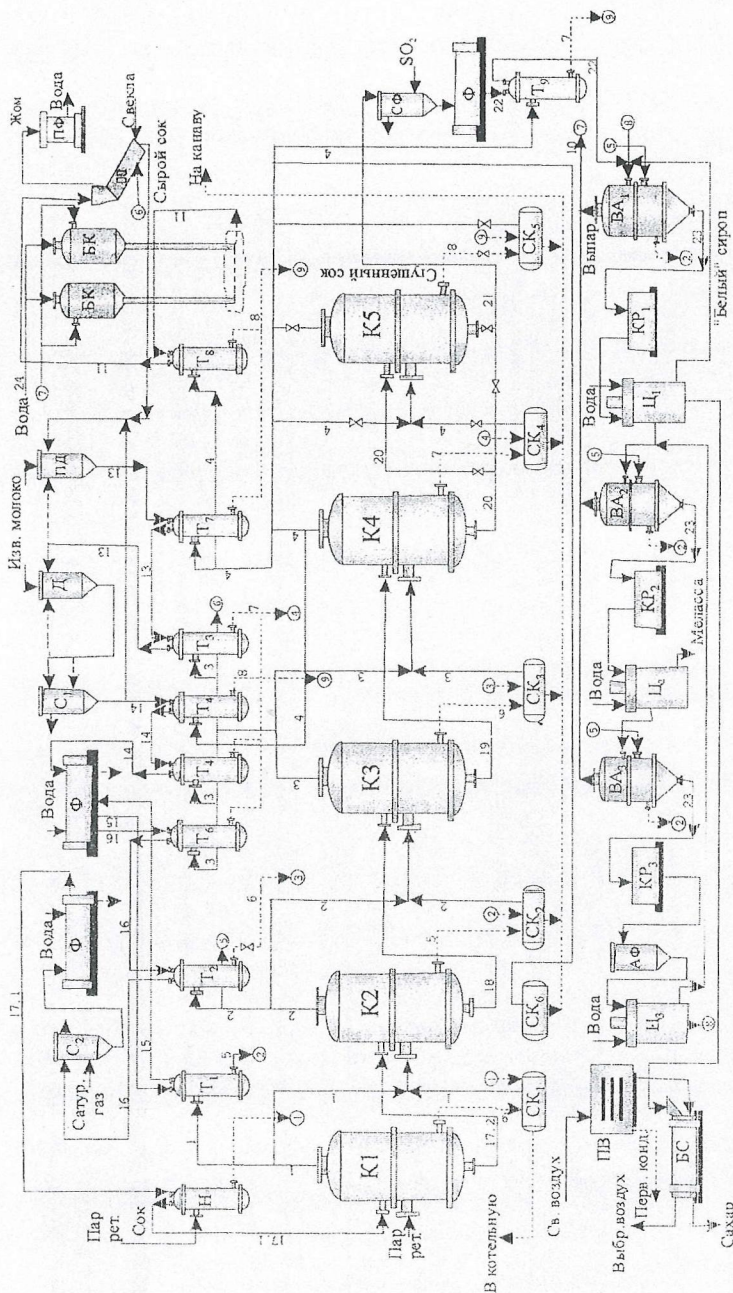


Рис. 1. Существующая тепловая схема производства сахара. АФ - аффинатор; БС - барабанная сушилка; ВА₁-ВА₃ - выпарные вакуум-аппараты; Д - основной дефекогатор; ПД - диффузионный аппарат; К1-К4 - корпуса выпарной установки; К5 - концентрат выпарной установки; КР₁-КР₃ - кристаллизаторы; ПФ - пресс-фильтр; ПД - преддефекогатор; СК₁-СК₆ - сборники конденсата; СФ - сульфитатор; Ф - пагонный фильтр; Н - утилитный теплообменный аппарат

выпаркой Н и восемь рекуперативных теплообменников T_1-T_4 , T_5-T_9 . Общая площадь поверхности теплообмена в выпарных аппаратах равна 11740 м^2 , а в теплообменниках Н и T_1-T_4 , T_5-T_9 – 1050 м^2 .

Один из основных принципов пинч-анализа запрещает использовать горячие утилиты ниже пинча. Такое применение горячих утилит означает прямой перенос энергии через пинч [1], что увеличивает минимально необходимую для осуществления процесса потребляемую тепловую

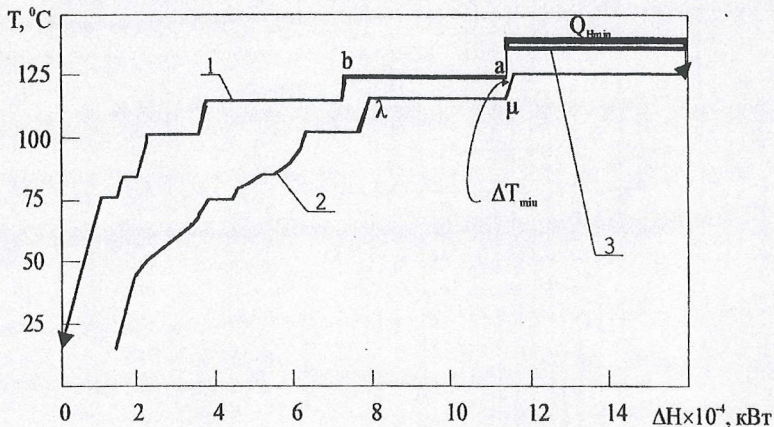


Рис. 2. Составные кривые, построенные для потоковых данных из таблицы 1 при $\Delta T_{\min}=8,5 \text{ }^\circ\text{C}$; 1 – составная кривая горячих технологических потоков; 2 – составная кривая холодных технологических потоков; 3 – тепловая мощность, потребляемая процессом производства сахара – горячие утилиты.

мощность на величину горячих утилит, используемых ниже пинча.

Температура пинча горячих потоков равна $124,5 \text{ }^\circ\text{C}$, а холодных – $116 \text{ }^\circ\text{C}$, что означает, что пинч находится на потоках с фазовым изменением. Такое расположение пинча не даёт возможности однозначного определения энергопотребления с помощью составных кривых. Действительно, мы можем сдвигать кривые относительно друг друга в пределах энтальпийного перекрытия отрезков [b a] и [$\lambda \mu$] (рис.3). Очевидно, при этом будут изменяться необходимые значения горячих утилит $Q_{H\min}$, а значение ΔT_{\min} будет оставаться постоянным.

Для определения $Q_{H\min}$ в системе потоков, представленных в таблице, воспользуемся сеточной диаграммой существующей схемы (рис. 3). Два утилитных нагревателя подогревают поток № 17 с потоковой теплоёмкостью $CP_{17} = 196 \text{ кВт/К}$ от температуры $T_{S17} = 80 \text{ }^\circ\text{C}$ до $T_{Cpinch} = 116 \text{ }^\circ\text{C}$ ниже пинча, т.е. ниже пинча к процессу подводится мощность равная, $N_{HP} = CP_{17}(T_{Cpinch} - T_{S17}) = 7,056 \text{ кВт}$. Далее мы строим составные кривые, сдвигая составную кривую горячих потоков в крайне левое положение, при котором

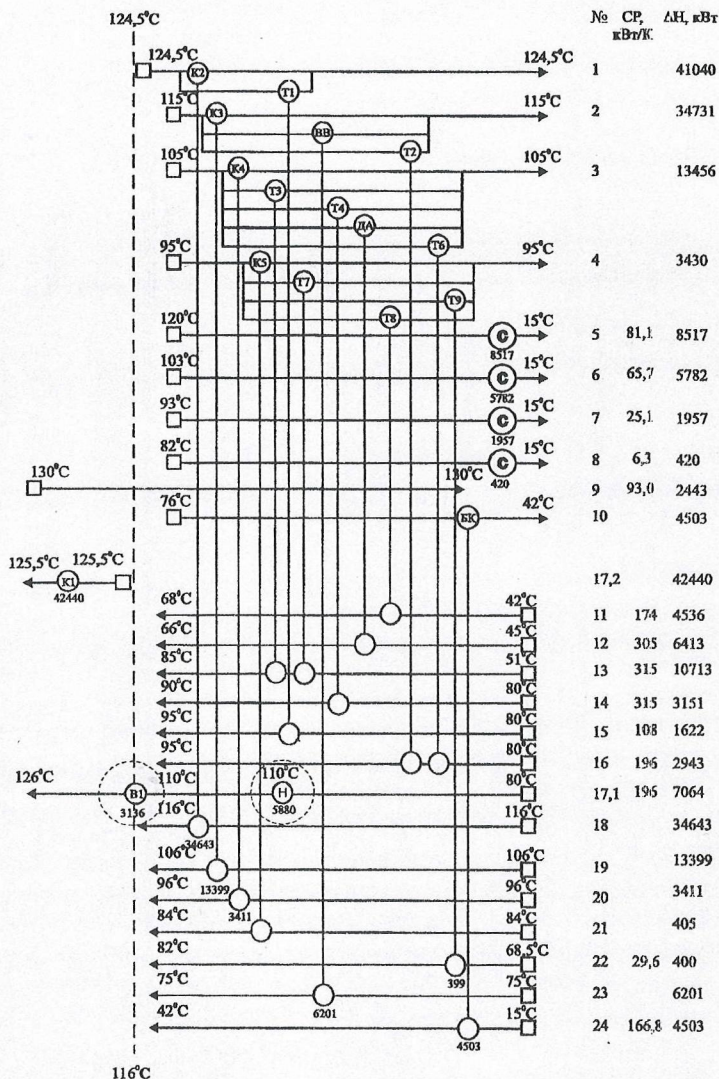


Рис.3. Сеточная диаграмма существующей на заводе системы теплообмена с указанием пинч-температур: T_1 – рекуперативные теплообменные аппараты; Н – утилитный теплообменник; К1-К4 – корпуса выпарной установки; К5 – концентратор выпарной установки; ДА – диффузионный аппарат; БК – барометрический конденсатор; С – указывает на теплоту, отводимую от процесса производства сахара; № - условный номер технологического потока; СР – потоковая теплоёмкость; ΔH – изменение потоковой энтальпии; Цифры под размещениями оборудования показывают тепловую нагрузку

выполняется критерий ΔT_{\min} . Затем раздвигаем кривые по энтальпийной оси на величину $Q_{\text{нп}}$ (рис. 4). В результате мы получили составные кривые для рассматриваемой системы потоков, которые характеризуют реальный процесс.

Величина мощности, потребляемая производством с ретурным паром равна $Q_{\text{нп}} = 51,5$ 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. 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.

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.

Для определения общей площади поверхности теплообмена в теплообменных аппаратах используются результаты, получаемые при построении составных кривых, что приводит к соотношению [1]:

$$S_{\min} = \sum_i^M \left(\frac{1}{\Delta T_{Lni}} \right) \sum_j^N \frac{q_{ij}}{\alpha_j}, \quad (2)$$

где M – число энтальпийных интервалов, на которые делят полный интервал изменения потоковой энтальпии в процессе, координаты излома составных кривых; N – количество технологических потоков; ΔT_{Lni} – логарифмическая разность температур в i -ом энтальпийном интервале; q_{ij} – изменение потокового теплосодержания j -го потока в i -ом энтальпийном интервале; α_j – коэффициент теплоотдачи для j -го потока.

Приведенные капитальные затраты будем определять для условия пятилетнего кредита с фиксированной кредитной ставкой в 10%. Заметим также, что при определении приведенных капитальных затрат, количество теплообменных аппаратов вычисляем по минимальному значению $N-1$ [1] без разделения на пинч, где N – общее количество интегрируемых потоков.

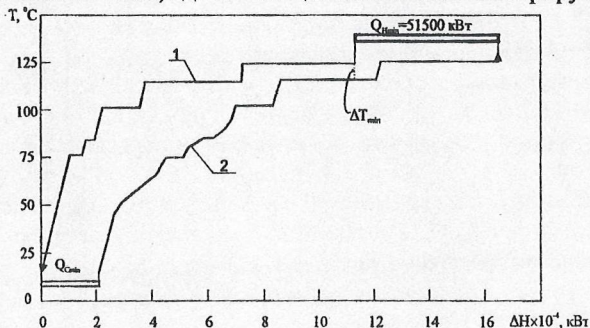


Рис. 4. Составные технологические кривые для существующей системы теплообмена. 1- горячая составная кривая; 2 – холодная составная кривая; ΔT_{\min} – минимальный температурный напор на теплообменном оборудовании; $Q_{H\min}$ – значения горячих утилит; $Q_{C\min}$ – тепловая мощность отводится от процесса.

Построение стоимостных кривых для данных таблицы (рис. 5) 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.

Построим составные кривые для $\Delta T_{\min} = 2,5$ °С. Структура составных кривых показывает, что локализация пинча находится, как и прежде, на потоках № 1 и № 17 (рис. 6). 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.7. Мощность, потребляемая от ретурного пара тепловой системой, приведенной на рис. 7, будет равна $Q_{H\min} = 43224$ кВт, что совпадает с установленным ранее целевым значением. Реконструкция, выполненная по схеме на рис. 7, 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.

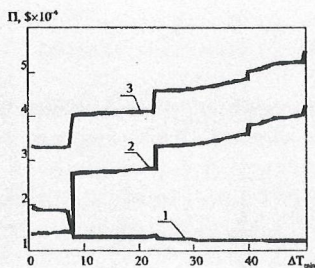


Рис. 5. Стоимостные кривые для технологических потоков, интегрируемых в тепловую систему сахарного производства. 1- приведенные капитальные затраты; 2 – приведенная стоимость энергии; 3 – общая приведенная стоимость тепловой сети; Π – приведенная стоимость; ΔT_{\min} – минимальный температурный напор на теплообменном оборудовании.

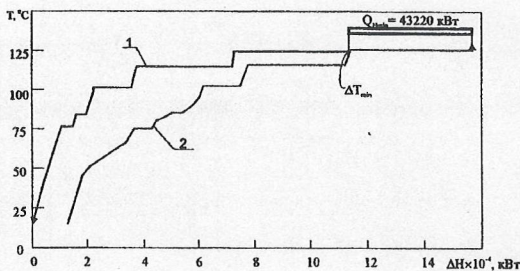


Рис. 6. Составные кривые, построенные для потоковых данных таблицы для $\Delta T_{\min} = 2.5 \text{ }^\circ\text{C}$ без учета теплоты конденсата ретурного пара. 1 – горячая составная кривая; 2 – холодная составная кривая; Q_{\min} – целевое значение горячих утилит

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 (рис.1) 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

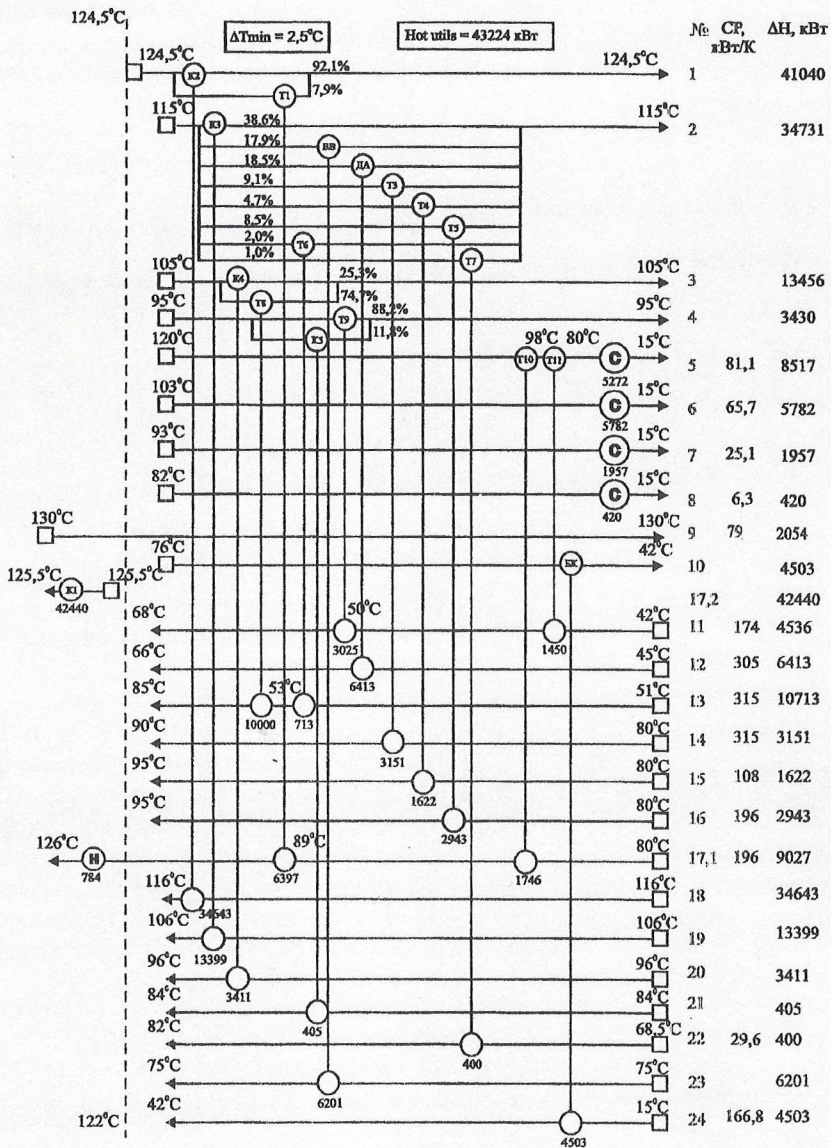


Рис. 7. Сеточная диаграмма проекта теплообменной сети для системы потоков из таблицы 1. Диаграмма построена для $\Delta T_{\min} = 2.5$ °C. На расщеплениях потоков № 1, 2, 3 и 4 показаны процентные соотношения теплоёмкостей. Остальные обозначения те же, что и на рис.3

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 ~ 7,6 МВт, что приводит к потреблению лишних 10,1 кг ретурного пара на 100 кг перерабатываемой свеклы.

Если устранить названные тепловые потери и для полученных при этом потоковых данных синтезировать с помощью пинч-анализа теплообменную сеть процесса производства сахара, то мы снизим 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_{ij} – изменение потоковой энтальпии j -го технологического потока в i -м энтальпийном интервале, кВт; g – скрытая теплота фазового перехода, Дж/кг; S – площадь поверхности теплообмена, м²; T_n – начальная температура технологического потока, °С; T_k – конечная температура технологического потока, °С; W – массовый расход, кг/с; N – утилитный теплообменный; α – коэффициент теплоотдачи, кВт/м²К; ΔH – изменения потоковой энтальпии, кВт; ΔT_{min} – минимальная разность температур теплоносителей при их теплообмене в теплообменном оборудовании, °С; ΔT_{ln} – логарифмическая разность температур; Π – приведенные затраты, USD.

Благодарности

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

Список литературы: 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.

Поступила в редколлегию 08.04.02