

ISBN 5-7763-2106-9

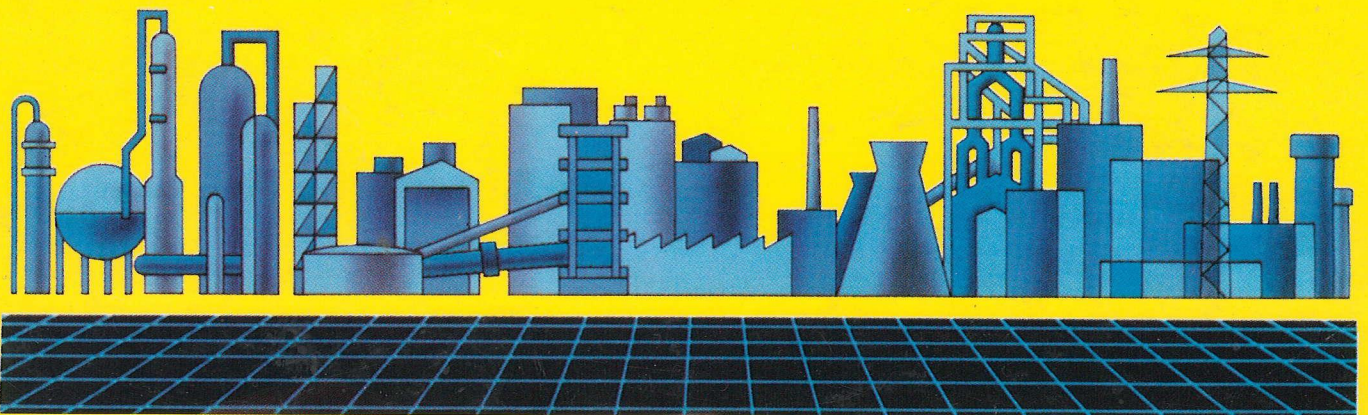
ISBN 5-7763-2107-7

ІТЕГРОВАНІ ТЕХНОЛОГІЇ ТА ЕНЕРГОЗБЕРЕЖЕННЯ

ЩОКВАРТАЛЬНИЙ НАУКОВО-ПРАКТИЧНИЙ ЖУРНАЛ



2'2001



УДК 662.6

Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М., Перевертайленко А.Ю.,
¹Болдырев С.А., ²Рубчевский В.Н., ²Волох В.М.

АНАЛИЗ ПОТЕНЦИАЛА ЭНЕРГОСБЕРЕЖЕНИЯ В ПРОЦЕССЕ ДИСТИЛЛЯЦИИ КАМЕННОУГОЛЬНОЙ СМОЛЫ

НТУ "ХПИ", Харьков; ¹АО "Содружество – Т", Харьков; ²ОАО "ЗАПОРОЖКОКС", Запорожье

Введение

Среди всех видов переработки твердого топлива коксование получило наиболее широкое распространение. На Украине, в связи с интенсивным развитием металлургической промышленности, было введено в строй 14 коксохимических заводов. Все эти заводы проектировались и строились во время относительно дешевых энергоносителей, и в настоящее время эти предприятия, как правило, работают далеко не в оптимальном режиме с точки зрения энергопотребления.

Поэтому, в связи со значительным подорожанием энергоносителей на мировом рынке [1, 2], вопрос энергосбережения практически для всех украинских предприятий, и в частности для коксохимических заводов является вопросом выживания.

Первичными продуктами коксования являются твердый остаток – кокс и летучие вещества – коксовый газ, который затем при конденсации разделяется на каменноугольную смолу и сырой бензол.

Каменноугольная смола имеет богатый состав и является ценнейшим сырьем для химической промышленности. С целью дальнейшего использования каменноугольную смолу разделяют фракции. Для этого практически на всех коксохимических заводах существует отделение дистиляции.

Рассмотрим типичную для Украины технологическую схему отделения дистиляции (рис. 1).

Смола из расходного хранилища с температурой 343-348 К подается в конвекционную ступень трубчатой печи (рис. 1), где она нагревается до температуры ~ 393 К и поступает в испаритель № 4 (рис. 1) для обезвоживания. Пары испарителя охлаждаются и поступают в сепараторы (рис. 1). Обезвоженная смола прокачивается через радиантную секцию трубчатой печи, где она нагревается для однократного испарения в пековой колонне № 7 (рис. 1). Пек из нижней части колонны по пекопроводу подается в напорные баки склада пека или на пекоподготовку пекоксого отделения цеха.

Из пековой колонны отбираются первая и вторая антраценовые фракции, охлаждаются в погружных теплообменниках и поступают в соответствующие сборники (рис. 1). Пары несконденсировавшихся фракций поступают на фракционную колонну № 8 (рис. 1). Донным продуктом этой колонны является поглотительная фракция, которая охлаждается и поступает в рефлюксный бак № 20. Часть этой фракции подается для орошения на пековую колонну. Из фракционной колонны отбираются нафталиновая и фенольная фракция, охлаждаются в погружных теплообменниках и направляются в сборники.

Пары легкого масла и воды из верхней части фракционной колонны через конденсатор-холодильник поступают в сепаратор (рис.1).

С целью регулирования качества донных продуктов колонн – пека и поглотительной фракции через борбатыры в колонны № 7 и № 8 вводится перегретый пар. Для его получения в конвекционной камере трубчатой печи № 3 установлен змеевик пароперегревателя, в который из цехового паропровода подается пар среднего давления.

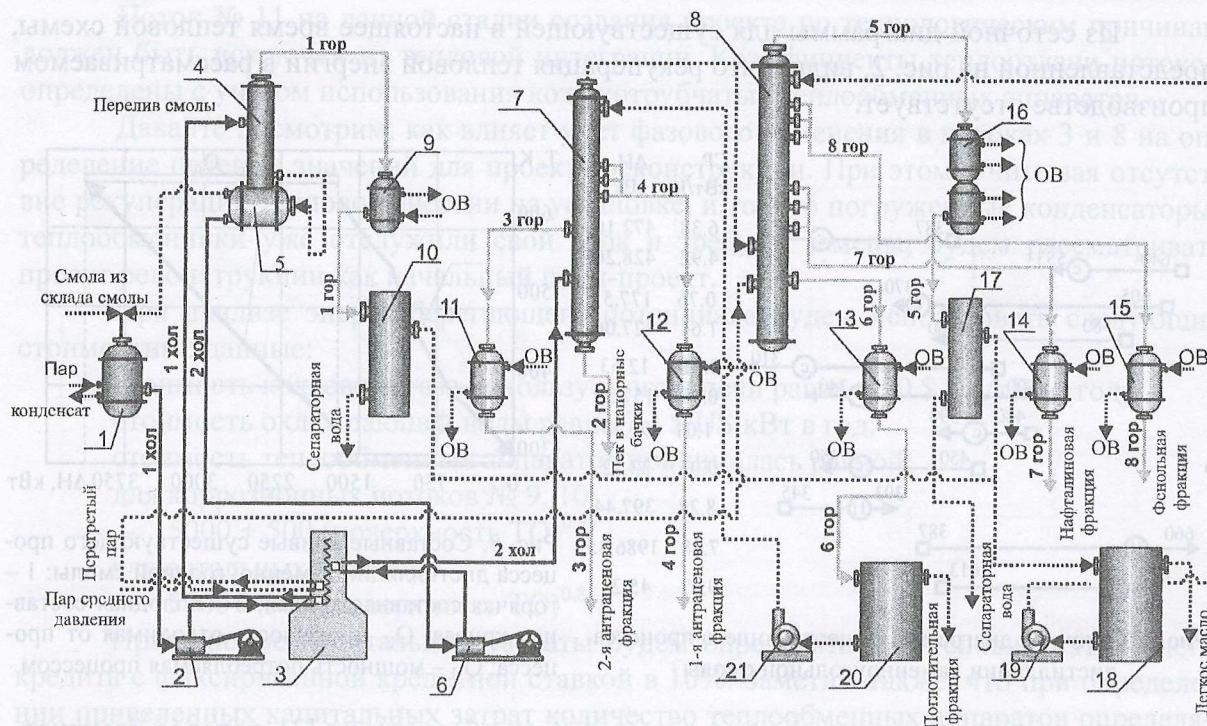


Рис. 1. Типичная технологическая схема процесса дистилляции каменноугольной смолы:

1 - промежуточный сборник каменноугольной смолы; 2, 6 - трехплунжерный насос 1 и 2 ст.; 3 - трубчатая печь; 4 - испаритель 1 ст.; 5 - сборник обезвоженной смолы; 7 - пековая колонна; 8 - фракционная колонна; 9, 16 - конденсатор-холодильник паров 1 ст. и фракционной колонны; 10, 17 - сепаратор легкого масла 1 ст. и 2 ст.; 11 - 15 - погружной холодильник; 18, 20 - рефлюксный бачок легкого масла и поглотительной фракции; 19, 21 - рефлюксный насос фракционной и пековой колонны. ОВ - техническая вода на охлаждение конденсаторов-холодильников и погружных холодильников.

Пинч-анализ процесса дистилляции каменноугольной смолы

Изучение технологической схемы процесса и регламента работы пекового цеха позволяет выделить холодные и горячие потоки процесса дистилляции каменноугольной смолы и определить их теплотехнические характеристики, необходимые для выполнения тепловой интеграции (таблица 1).

Таблица 1 – Поточковые данные существующей установки дистилляции

№	Название потока	Тип потока	T_s, K	T_t, K	$C, Дж/кг·K$	$W, кг/с$	$CP, кВт/K$	$\Delta H, кВт$
1	Исходная смола	Хол.	345	393	1800	4.6	8.280	397.440
2	Обезвоженная смола	Хол.	387	660	1700	4.28	7.276	1986.348
3	Пары воды 1 ^й ступени	Гор.	387	313	1108	0.576	6.380	472.100
4	Пек	Гор.	640	553	2000	2.461	4.92	428.200
5	2 ^я антраценовая фракция	Гор.	605	370	2250	0.3358	0.756	177.554
6	1 ^я антраценовая фракция	Гор.	580	380	2250	0.7268	1.64	327.060
7	Конденсат фракционной колонны	Гор.	390	310	3545	0.044	0.156	12.630
8	Поглотительная фракция	Гор.	500	340	2250	0.437	0.983	157.320
9	Нафталиновая фракция	Гор.	480	390	2250	0.4508	1.01	91.287
10	Фенольная фракция	Гор.	450	350	2400	0.138	0.331	33.120
11	Перегрев пара	Хол.	413	623	2000	0.11	0.220	46.200

Из сеточной диаграммы для существующей в настоящее время тепловой схемы, представленной на рис. 2, видно, что рекуперация тепловой энергии в рассматриваемом производстве отсутствует.

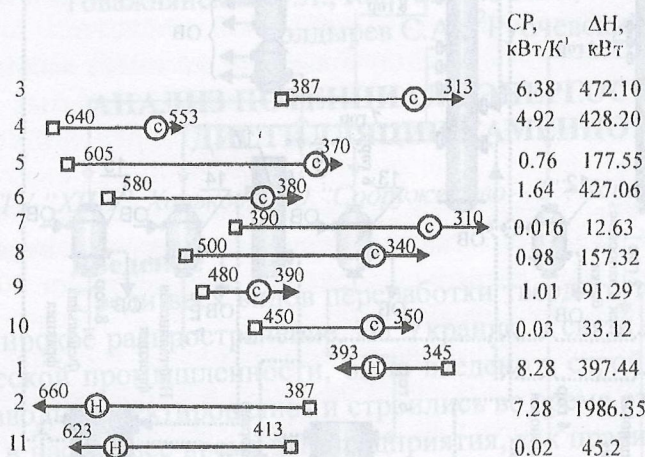


Рис. 2. Сеточная диаграмма существующего процесса дистилляции каменноугольной смолы

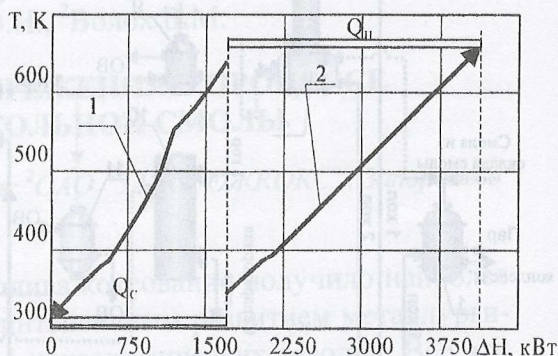


Рис. 3. Составные кривые существующего процесса дистилляции каменноугольной смолы: 1 – горячая составная кривая; 2 – холодная составная кривая. Q_c – мощность отводимая от процесса; Q_n – мощность потребляемая процессом

С помощью ранее созданного программного обеспечения [3], которое базируется на основных принципах и правилах пинч-анализа [4, 5], построим составные кривые для технологических потоков, представленных в таблице 1 (рис. 3). Это типичные составные кривые для неинтегрированного процесса. Мы видим, что мощность, потребляемая процессом, составляет ~ 2,43 МВт, мощность, потребляемая от холодных утилит, равна ~ 1,7 МВт, и тепловая мощность, доступная в настоящее время для рекуперации, составляет ~ 1,7 МВт. В то же время анализ технологических потоков транспортной системы установки показывает, что поток пека № 4 с температурой 553 К направляется по пекопроводу на склад пека. Пекопровод имеет длину более 100 м и не имеет теплоизоляции. Поэтому в настоящее время, вследствие резкой зависимости вязкости пека от температуры, его температуру перед подачей на склад снижать нельзя. Расчеты гидравлического сопротивления пекопровода с учетом теплообмена с окружающей средой показали, что при теплоизоляции пекопровода существующий насос справится с перекачкой пека при уменьшении его температуры до 425 К.

Полная стоимость теплоизоляции с учетом работы составит $c_{ins} \sim 2000\$$. В дальнейшем эту величину мы будем учитывать как постоянную составляющую при определении целевых значений капитальных затрат. Понятно, что поскольку c_{ins} в данном случае не зависит от ΔT_{min} , то оно не будет влиять на значение ΔT_{min} при его определении.

Потоки № 3 и № 7 (таблица 1) отводятся от колонны практически при атмосферном давлении, а затем конденсируются и охлаждаются в погружных теплообменниках. Составные кривые (рис. 3) строились без учета фазовых изменений в этих потоках, т.е. по их средней потоковой теплоемкости $CP = \frac{\Delta H}{T_r - T_s}$ [4], но это может привести

к ошибке в определении движущих сил теплообмена, площади поверхности теплообмена и ΔT_{min} . Поэтому мы дополнили метод построения составных кривых возможностью учета фазового изменения в технологических потоках. В то же время исходная каменноугольная смола и обезвоженная смола нагреваются при повышенном давлении, и для определения ΔT_{min} было использовано средние значения их потоковых теплоемкостей.

Поток № 11 на данной стадии создания проекта по технологическим причинам должен быть исключен из тепловой интеграции. Коэффициенты теплоотдачи потоков определены с учетом использования кожухотрубчатых теплообменных аппаратов.

Давайте посмотрим, как влияет учет фазового изменения в потоках 3 и 8 на определение целевых значений для проекта реконструкции. При этом, учитывая отсутствие рекуперации тепловой энергии на установке, и то, что погруженные конденсаторы-теплообменники уже отслужили свой срок и требуют замены, будем рассматривать проект реконструкции как начальный пинч-проект.

При анализе энергосберегающего потенциала будем использовать следующие стоимостные данные:

стоимость коксового газа используемого в печи равна ~ 50 \$ US/кВт в год;

стоимость охлаждающей воды равна 7.3 \$ US/кВт в год;

стоимость теплообменных аппаратов принималась равной:

для коррозионных потоков № 9, 10

– $5000 + 500 (\text{поверхность ТО})^{0,95}$;

для остальных потоков

– $5000 + 300 (\text{поверхность ТО})^{0,87}$.

Приводимые 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 определялось по минимальному значению $N-1$ [4, 5] без разделения на пинче, где N – общее значение интегрируемых потоков. Поверхность теплообмена на горячих утилитах не будем принимать во внимание, поскольку она уже существует в трубчатой печи.

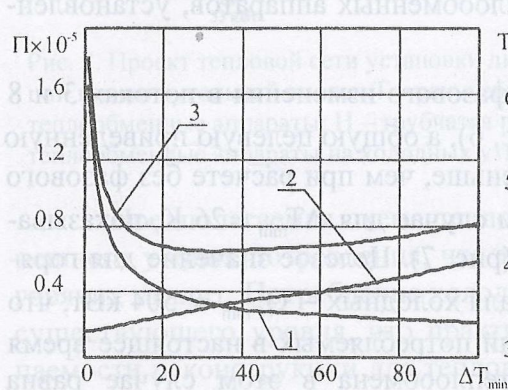


Рис. 4. Зависимость приведенных стоимостей проекта реконструкции теплообменной системы процесса дистилляции каменноугольной смолы без учета фазового изменения: 1 – приведенные капитальные затраты; 2 – приведенная стоимость внешних утилит; 3 – общая приведенная стоимость

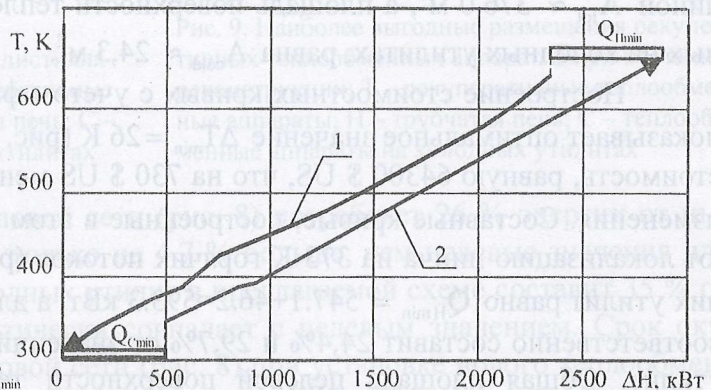


Рис. 5. Составные кривые процесса дистилляции каменноугольной смолы, построенные без учета изменения фазового состояния потоков № 3 и 8 для $\Delta T_{\min} = 32$ К: 1 – горячая составная кривая; 2 – холодная составная кривая

Стоимостные кривые для технологических потоков, представленных в таблице без учета фазового изменения в потоках № 3, 7, показывают, что ΔT_{\min} в этом случае составит 32 К, а оптимальная приведенная стоимость $\Pi \approx 65030$ \$ US (рис.4).

Составные кривые для данного приближения и $\Delta T_{\min} = 32$ К построены на рис. 5. Они показывают локализацию пинча на 387 К горячих потоков. Рассчитанное целевое значение для горячих утилит в этом случае равно $Q_{H\min} \approx 538.8$ кВт + ΔH_{11} , где $\Delta H_{11} \approx 46,2$ кВт – изменение потоковой энтальпии 11 потока, т.е. $Q_{H\min} \approx 585$ кВт, что

составляет $\approx 21\%$ мощности, потребляемой от горячих утилит в настоящее время. Целевое значение для холодных утилит будет равно $Q_{Cmin} \approx 495$ кВт, что составляет $\approx 29\%$ холодных утилит, потребляемых процессом в настоящее время.

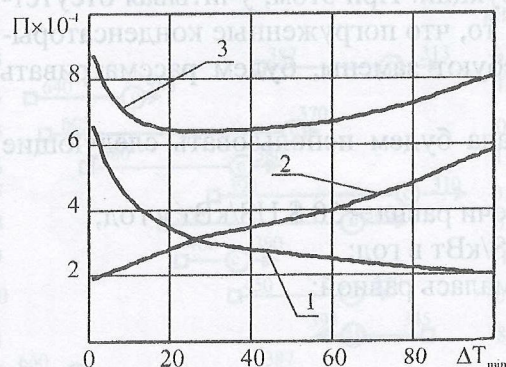


Рис. 6. Зависимость приведенных стоимостей проекта реконструкции теплообменной системы процесса дистилляции каменноугольной смолы: 1 – приведенные капитальные затраты; 2 – приведенная стоимость внешних утилит; 3 – общая приведенная стоимость

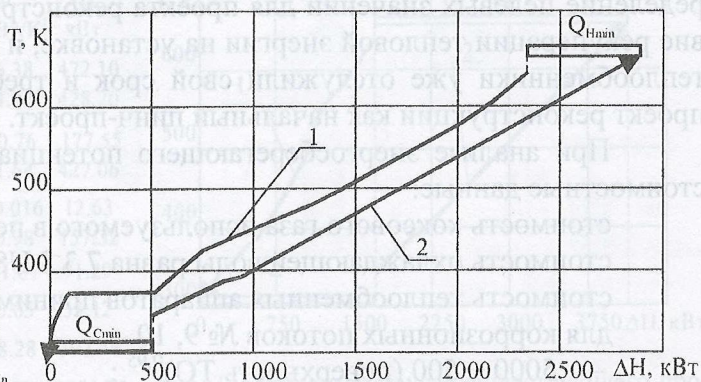


Рис. 7. Составные кривые процесса дистилляции каменноугольной смолы, построенные с учетом изменения фазового состояния потоков № 3 и 8 для $\Delta T_{min} = 26$ К: 1 – горячая составная кривая; 2 – холодная составная кривая

Общая площадь поверхности теплообмена в данном расчете определяется величиной $A_{tot} \approx 376.0$ м², а площадь поверхности теплообменных аппаратов, установленных на холодных утилитах, равна $A_{cold} \approx 24,3$ м².

Построение стоимостных кривых с учетом фазового изменения в потоках 3 и 8 показывает оптимальное значение $\Delta T_{min} = 26$ К (рис. 6), а общую целевую приведенную стоимость, равную 64300 \$ US, что на 730 \$ US меньше, чем при расчете без фазового изменения. Составные кривые, построенные в этом случае для $\Delta T_{min} = 26$ К, показывают локализацию пинча на 373 К горячих потоков (рис. 7). Целевое значение для горячих утилит равно $Q_{Hmin} = 547.1 + 46.2 = 593.3$ кВт, а для холодных – $Q_{Cmin} = 504$ кВт, что соответственно составит 24,4% и 29,7% от значений потребляемых в настоящее время утилит. Общая площадь целевой поверхности теплообмена в этом случае равна $A_{tot} \approx 348$ м², а площадь поверхности теплообмена, необходимая для размещения на холодильных утилитах, равна 4,7 м², т.е. уменьшение целевого значения площади общей поверхности теплообмена и, соответственно, целевого значения приведенной стоимости реконструкции в последнем расчете произошло за счет более полного учета движущих сил на утилитных теплообменниках.

Далее при создании тепловой сети рекуперативных теплообменников мы не будем учитывать потоки с малым теплосодержанием. Это потоки 7 и 10. Их теплосодержание составляет соответственно 0,4% и 1,2% от потребляемых горячих утилит.

Поскольку в области оптимальных температур ΔT стоимостная кривая очень пологая, при создании сети теплообменников мы можем считать $\Delta T_{min} = 25$ К. Применяя правила интеграции тепловых потоков, получаем тепловую сеть (рис. 9), состоящую из 7 рекуперативных теплообменных аппаратов, 5 теплообменных аппаратов, размещенных на холодных утилитах общей площадью поверхности теплообмена ~ 454 м². Мощность рекуперации равна общей нагрузке на рекуперативные теплообменные аппараты и со-

ставляет ~1800 кВт, что равно 74 % существующей в настоящее время нагрузки на горячие утилиты. Здесь необходимо еще раз отметить, что мы увеличили мощность, доступную для рекуперации, за счет установки изоляции на пекопровод – поток № 4.

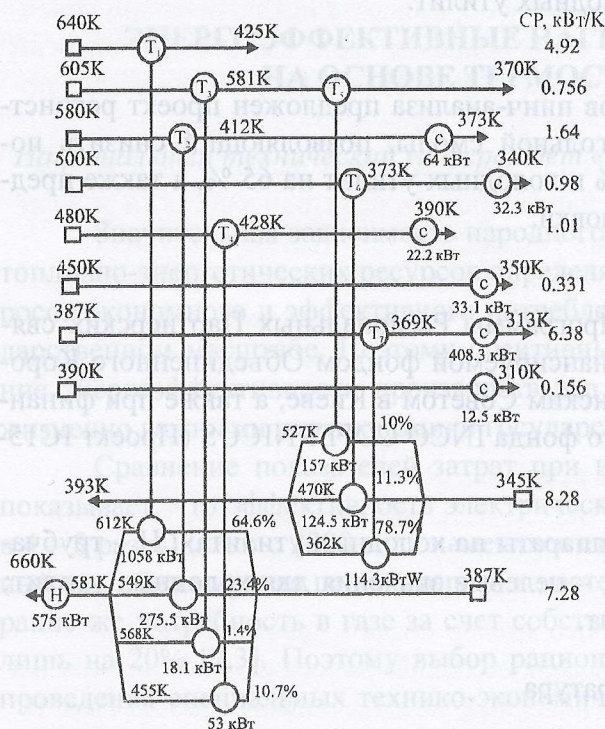


Рис. 8. Проект тепловой сети установки дистилляции каменноугольной смолы: Т – рекуперативные теплообменные аппараты; Н – трубчатая печь; С – теплообменные аппараты на холодных утилитах

Предполагаемая схема тепловой сети (рис. 8) потребляет 26 % энергии от внешнего уровня потребления, что только на 4.7 % больше, чем целевые значения для горячих утилит. Потребление холодных утилит в предлагаемой схеме составит 35 % от существующего уровня, что практически совпадает с целевым значением. Срок окупаемости реконструкции для тепловой сети (рис. 8) при установке нового теплообменного оборудования составит ~2,3 года, а если в качестве утилитных теплообменников использовать погружные теплообменные аппараты, используемые в настоящее время, то срок окупаемости снизится до 1,8 лет.

Однако можно проводить и поэтапную реконструкцию, выбирая сначала те потоки, размещение теплообменников на которых принесет наибольшую выгоду, а за счет полученной прибыли делаем наиболее выгодные размещения на оставшихся потоках и т.д. Рассмотрим несколько таких схем.

Если мы расположим рекуперативный теплообменник на потоках 2 и 4 (рис. 9) и максимизируем на нем нагрузку, то будем рекуперировать мощность, равную ~1058 кВт, что составит ≈ 44% от существующего потребления горячих утилит. Потребление холодных утилит не уменьшится, поскольку пек в настоящее время на установке не охлаждается. Годовая стоимость сэкономленной энергии будет равна ~ 53000 \$ US, а установка теплообменника с изоляцией на пекопроводе обойдется в ~ 44600 \$ US, т.е. он окупится за ~ 0,84 года. Следующим этапом может быть установка еще двух теплообменников, как показано на рис. 9.

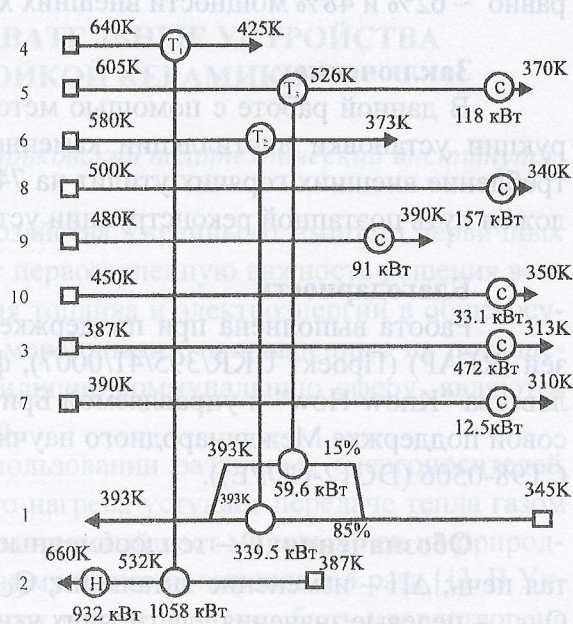


Рис. 9. Наиболее выгодные размещения рекуперативных теплообменных аппаратов при поэтапной реконструкции: Т – рекуперативные теплообменные аппараты; Н – трубчатая печь; С – теплообменные аппараты на холодных утилитах

Срок окупаемости двух новых теплообменников на рис. 9 равен $\approx 0,9$ года, при этом они снижают потребляемую от внешних утилит мощность на ~ 400 кВт. Общее снижение потребляемой мощности внешних горячих утилит для тепловой сети (рис.9) равно $\sim 62\%$ и 48% мощности внешних холодных утилит.

Заключение

В данной работе с помощью методов пинч-анализа предложен проект реконструкции установки дистилляции каменноугольной смолы, позволяющий снизить потребление внешних горячих утилит на 74% и холодных утилит на 65% , а также предложен путь поэтапной реконструкции установки.

Благодарности

Работа выполнена при поддержке Программы Региональных Партнерских связей (REAP) (Проект UKR/395/41/0007), финансируемой фондом Объединенного Королевства "Know-How" и управляемой Британским Советом в Киеве, а также при финансовой поддержке Международного научного фонда INCO COPERNICUS (Проект IC15-ST98-0506 (DG12-CDPE)).

Обозначения: С – теплообменные аппараты на холодных утилитах; Н – трубчатая печь; ΔH – изменение энтальпии; Q_{Cmin} – целевые значения для холодных утилит; Q_{Hmin} – целевые значения для горячих утилит.

Литература

1. Stork W.J. Energy cost hit earnings hard. Chemical and Engineering News. 2001, 5 February, 5.
2. Stork W.J. Chemical Industry is more energy efficient. Ibidem, 19.
3. ТОВАЖНЯНСКИЙ Л.Л., КАПУСТЕНКО П.А., УЛЬЕВ Л.М. Определение энергосберегающего потенциала промышленных предприятий с помощью построения составных кривых технологических потоков // Інтегровані технології та енергосбереження. 1999, №1. С. 14 – 27.
4. Smith R. Chemical Process Design. McGraw-Hill. 1995. P. 460.
5. Смит Р., Клемеш Й., ТОВАЖНЯНСКИЙ Л.Л., КАПУСТЕНКО П.А., УЛЬЕВ Л.М. Основы интеграции тепловых процессов. Харьков. НТУ "ХПИ". 2000. С. 456.

УДК 662.6

ТОВАЖНЯНСЬКИЙ Л.Л., КАПУСТЕНКО П.О., УЛЬЕВ Л.М., ПЕРЕВЕРТАЙЛЕНКО О.Ю.,
БОЛДИРЕВ С.О., РУБЧЕВСЬКИЙ В.В., ВОЛОХ. В.М.

АНАЛІЗ ПОТЕНЦІАЛУ ЕНЕРГОЗБЕРЕЖЕННЯ ПРОЦЕСУ ДІСТІЛЯЦІЇ КАМ'ЯНОВУГІЛЬНОЇ СМОЛИ

В даній роботі за допомогою методів пінч-аналіза запропоновано проект реконструкції установки дистилляції кам'яновугільної смоли, який дозволяє знизити споживання гарячих утиліт на 74% та холодних утиліт на 65% , а також запропоновано шлях поетапної реконструкції установки.