

УДК 662.6

Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М., ¹Болдырев С.А.,
Бухкало С.И., ²Кауфман С.И.

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ПОТЕНЦИАЛА ЭНЕРГОСБЕРЕЖЕНИЯ ПРОЦЕССА ДИСТИЛЛЯЦИИ КАМЕННОУГОЛЬНОЙ СМОЛЫ И ПРОЦЕССА ПЕРЕРАБОТКИ НАФТАЛИНОВОЙ ФРАКЦИИ НА АВДЕЕВСКОМ КХЗ

*НТУ “ХПИ”, Харьков; ¹АО “Содружество – Т”, Харьков;
²ОАО “Авдеевский КХЗ”, Авдеевка*

Ранее в работах [1 –3] авторами была выполнена интеграция процесса дистилляции каменноугольной смолы на двухколонном агрегате коксохимического завода ОАО «Запорожжкокс». В работе было показано, что при реализации проекта реконструкции процесса, выполненного с помощью методов пинч-анализа можно снизить потребление горячих утилит на 74%, а холодных на 65%. Но в указанной работе определено уменьшение внешних утилит, подводимых к процессу дистилляции без анализа их производства, т.е. без рассмотрения процесса горения газа и нагрева сырой каменноугольной смолы в трубчатой печи.

В данной работе мы определим энергосберегающий потенциал, доступный для методов интеграции процессов, в смолоперегонном цехе (СПЦ) Авдеевского КХЗ.

Цех дистилляции каменноугольной смолы состоит из двух линий одинаковой мощности. Когда работают две линии параллельно, каждая из них перерабатывает 16 тонн сырой смолы в час, на эту мощность мы и будем далее ориентироваться. Процесс дистилляции в каждой из линий осуществляется с помощью одноколонной технологической схемы, к краткому анализу которой мы приступим ниже. Принципиальная технологическая схема СПЦ Авдеевского КХЗ представлена на рис. 1.

Сырая смола из расходного хранилища с температурой 75-80°C подается в нижнюю секцию радиантной части трубчатой печи 3 (рис. 1), где нагревается до 130°C и поступает в испаритель первой ступени 4. Пары испарителя охлаждаются и поступают в сепаратор 6. Обезвоженная смола прокачивается сначала через конвекционную, а затем через радиантную секции трубчатой печи, где нагревается до 395-405 °С и поступает в испаритель второй ступени 5. Здесь смола разделяется на жидкий остаток – пек и пары всех фракций. В нижнюю часть испарителя подается перегретый пар, который подогревается в пароперегревателе трубчатой печи 3 до 380-400°C. Из нижней части испарителя пек с температурой ~370°C направляется в пековый парк. Из верхней части колонны отбирается легкое масло, охлаждается и направляется в сепаратор 11.

В жидком виде (боковым отбором) из ректификационной колонны отбираются: фенольная, нафталиновая и поглотительная фракции. Из нижней части колонны выводится II антраценовая фракция. Фракции охлаждаются и направляются на переработку.

Территориально наиболее близко к установке дистилляции каменноугольной смолы расположен процесс переработки нафталиновой фракции. Поэтому, в тепловую интеграцию мы включаем технологические потоки, как процесса дистилляции, так и процесса переработки нафталиновой фракции (рис.1).

Нафталиновая фракция после охлаждения поступает в напорный бак 20, откуда подается в ванны барабанного кристаллизатора 21, в который также поступает охлаждающая

вода. Затем кристаллизованный нафталин поступает в мешалки 23 и далее на горячее прессование в пресс 24. После этого прессованный нафталин в виде таблеток поступает в плавильники 25, 26 и затем в сборник нафталина 27. Часть расплавленного нафталина из плавильников и оттоки из прессы поступают в рецикл процесса.

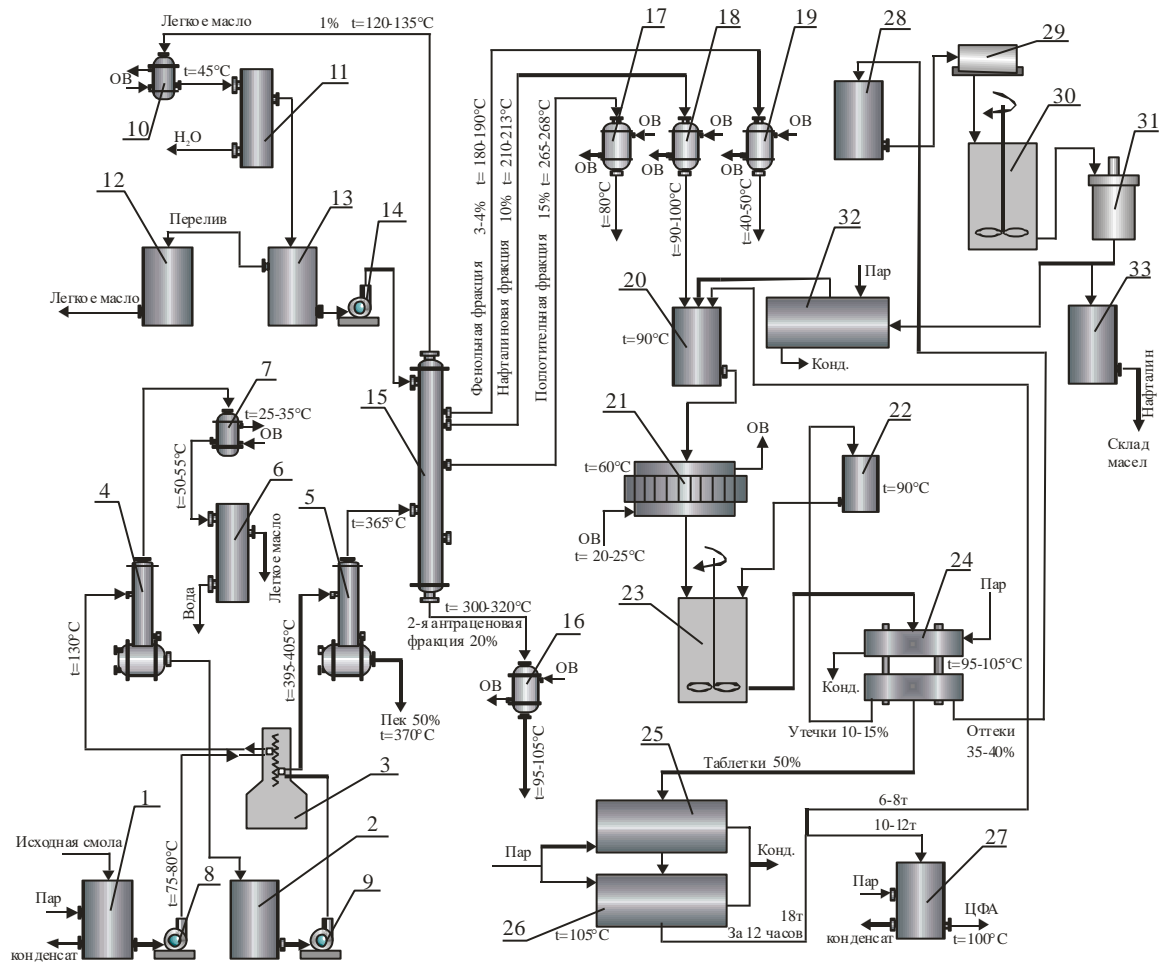


Рисунок 1 – Принципиальная технологическая схема смолоперерабатывающего цеха:

1 – сборник исходной смолы; 2 – сборник обезвоженной смолы; 3 – трубчатая печь; 4, 5 – испаритель 1-й и 2-й ступени; 6, 11 – сепаратор легкого масла; 7, 10 – конденсатор-холодильник паров 1-й ступени и фракционной колонны; 8, 9 – насос 1-й и 2-й ступени; 12 – сборник легкого масла; 13 – рефлюксный бак; 14 – рефлюксный насос фракционной колонны; 15 – фракционная колонна; 16-19 – погружные холодильники 2-й антраценовой, поглотительной, нафталиновой и фенольной фракции; 20 – большой напорный бак; 21 – барабанный кристаллизатор; 22 – малый напорный бак; 23, 30 – мешалка; 24 – пресс; 25, 26, 32 – плавильник; 27, 28 – сборник нафталина; 29 – кристаллизатор; 31 – центрифуга; 33 – сборник нафталина

Изучение технологической схемы и регламенты работы установок позволяют выделить холодные и горячие потоки, указанных процессов и определить их теплотехнические характеристики, необходимые для выполнения тепловой интеграции (таблица).

Таблица – Поточковые данные процессов дистилляции каменноугольной смолы и переработки нафталиновой фракции

№	Название потока	Тип	T _s , К	T _т , К	C, кДж/(кг·К)	W, кг/с	CP, кВт/К	ΔH, кВт	α, кВт/(м ² ·К)
1,1	Пары воды 1-й ступени	гор	403	373	1.89	0.160	0.302	9.0629	6
1,2	Конденсация паров 1-й ступени	гор	373	373	$r_1=2257$ кДж·кг ⁻¹	0.160		360.759	10
1,3	Конденсат паров 1-й ступени	гор	373	323	4.19	0.160	0.670	33.486	0.8
2,1	Пары легкого масла	гор	408	373	2.03	0.043	0.087	3.041	0.5
2,2	Конденсация паров легкого масла	гор	373	373	$r_1=379$ кДж·кг ⁻¹	0.043		16.222	10
2,3	Конденсат паров легкого масла	гор	373	318	2.03	0.043	0.087	4.779	0.5
3	2-я антраценовая фракция	гор	583	373	1.739	0.856	1.489	312.587	0.3
4	Поглотительная фракция	гор	538	353	1.567	0.642	1.006	186.127	0.3
5	Нафталиновая фракция	гор	483	368	1.785	0.428	0.764	87.858	0.3
6	Фенольная фракция	гор	458	323	1.823	0.171	0.312	42.127	0.3
7,1	Нафталин в кристаллизаторе	гор	363	351	1.787	0.750	1.340	16.083	0.1
7,2	Кристаллизация нафталина	гор	351	351	$r_2=149.16$ кДж·кг ⁻¹	0.750		111.873	0.1
7,3	Нафталин в кристаллизаторе	гор	351	333	1.787	0.750	1.340	24.125	0.1
8	Пек	гор	643	443	2	2.140	4.280	856.032	0.3
9	Исходная смола	хол	348	403	1,8	4.44	9.324	512.820	0.3
10	Обезвоженная смола	хол	403	673	2.331	4.280	11.556	3120.237	0.3
11,1	Нафталин через пресс	хол	333	351	1.787	0.833	1.489	26.805	0.1
11,2	Плавление нафталина в прессе	хол	351	351	$r_2=149.16$ кДж·кг ⁻¹	0.833		124.303	0.1
11,3	Нафталин через пресс	хол	351	373	1.787	0.833	1.489	32.762	0.1
12,1	Нафталин в плавильнике	хол	318	351	1.787	0.417	0.745	24.571	0.1
12,2	Плавление нафталина	хол	351	351	$r_2=149.16$ кДж·кг ⁻¹	0.417		62.152	0.1
12,3	Нафталин в плавильнике	хол	351	378	1.787	0.417	0.745	20.104	0.1

В данной таблице, при определении потоковой теплоёмкости обезвоженной смолы учитывалась зависимость её удельной теплоёмкости от температуры по формуле Эдлера, откорректированной по энтальпийным таблицам Фишера [23].

Составные кривые, построенные по потоковым данным таблицы – представлены на рис. 2. Это типичные составные кривые для не интегрированного процесса. Кривые не перекрываются и вся мощность, которую необходимо отвести от горячих потоков передаётся холодным утилитам и безвозвратно уходит с установок. Аналогично вся мощность, необходимая для повышения температуры холодных потоков Q_н, потребляется исключительно от горячих утилит (рис. 2).

Мощность, потребляемая процессами от горячих утилит равна Q_н = 3923.6 кВт, а мощность, равная Q_с = 2064.1 кВт отводится от процессов охлаждающей водой (холодными утилитами) (рис. 2).

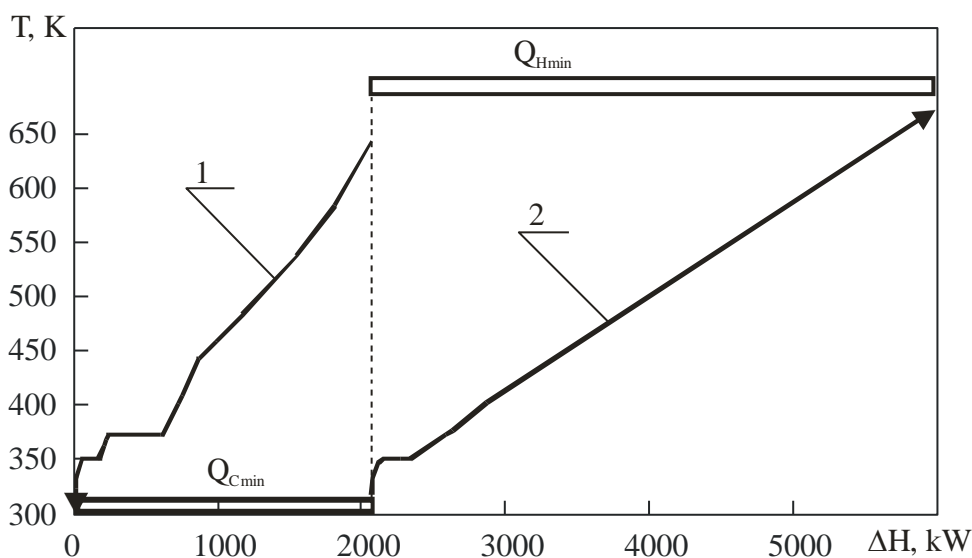


Рисунок 2 – Составные кривые для существующих систем теплообмена в процессах дистилляции каменноугольной смолы и переработки нафталиновой фракции:

1 – горячая составная кривая; 2 – холодная составная кривая; Q_H – тепловая мощность, отводимая от процессов

Для того, чтобы выполнить экономически оптимальную интеграцию, нам необходимо, прежде всего, определить целевую функцию, по которой мы будем оптимизировать проект реконструкции теплообменной схемы СПУ.

Потому что в рассматриваемых процессах в настоящее время отсутствует рекуперация тепловой энергии мы можем рассматривать проект реконструкции теплообменной системы процессов, как корневой пинч-проект тепловой сети для данных процессов [20] и выбрать в качестве целевой функции зависимость приведенных затрат от минимальной разности температур между технологическими потоками в теплообменных аппаратах сети [20].

Для определения минимальных приведенных затрат выберем следующие стоимостные характеристики теплообменного оборудования.

Закон стоимости теплообменных аппаратов записывается, как

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

где B – стоимость установки аппарата, принимаемая равной 5000 USD, A – коэффициент стоимости теплообменной поверхности равный 500 USD для коррозионных потоков № 5 и № 6 и 300 USD для остальных потоков, S – площадь поверхности теплообмена; c – коэффициент нелинейности зависимости стоимости теплообменных аппаратов от величины площади поверхности теплообмена, для коррозионных потоков $c = 0.95$, для остальных $c = 0.87$.

Приведенные капитальные затраты будем определять для условия пятилетнего кредита с фиксированной кредитной ставкой 10%. Заметим также, что при определении приведенных капитальных затрат, количество теплообменных аппаратов в сети будем определять по минимальному значению, равному $N-1$ [20] без разделения на пинче, где N – общее значение технологических потоков, включенных в интеграцию. Площадь поверхности теплообмена при определении капитальных затрат учитывать не будем, поскольку она уже существует.

Сейчас нам необходимо также определиться со стоимостью горячих утилит, т.е. стоимостью энергии на заводе.

Внутризаводская стоимость обратного коксового газа равна 12 грн. за 1000 м³, это при теплотворной способности газа ~ 17·10³ кВт/м³ эквивалентно стоимости ~4.5 USD за 1 кВт·год. Но в соответствии с постановлением НКРЭ Украины № 23 тариф на отпуск электроэнергии на энергорынок для ОАО «Авдеевский коксохимический завод» равен 8.49 коп за 1 кВт/час или ~140 USD за 1 кВт·год. Если предположить, что к.п.д. преобразования тепловой энергии, получаемой при сжигании обратного коксового газа, в электрическую не выше 50%, то мы получим стоимость 1 кВт·год тепловой энергии, которую может получить завод при реализации электроэнергии на рынке – это 70 USD за 1 кВт·год.

Проанализируем стоимостные кривые проектов реконструкции для каждого из этих значений. Для этого кроме значений стоимости утилит мы должны определиться с температурами, на которых они подводятся к процессу, поскольку нам необходимо рассчитывать площадь поверхности теплообмена и цену утилитных теплообменных аппаратов. Мы уже отмечали, что горячий утилитный теплообмен происходит в трубчатой печи и здесь нам нет необходимости считать площадь поверхности теплообмена.

Холодный утилитный теплообмен осуществляется с помощью технической воды, температура которой равна 17°C. Это значение мы и будем считать температурой холодных утилит. Стоимость холодных утилит, как и в работе [1] примем равной 7.3 USD за 1 кВт·год.

Сначала построим стоимостные кривые для стоимости энергии 4.5 USD за 1 кВт·год (рис. 3). Мы видим, что зависимость приведенной стоимости от ΔT_{min} в области минимума очень пологая и при выборе различных значений для ΔT_{min} в проекте реконструкции в интервале [10°C, 80°C] может привести к изменению в П не более, чем на 4% минимального значения, равного ~47·10³ USD/год. Стоимостные кривые для стоимости энергии 70 USD за 1 кВт·год приведены на рис. 4. Здесь в области минимума П, равного ~183.3·10³ USD/год зависимость П(ΔT_{min}) более сильная, но в интервале [5°C, 15°C] П изменяется не более, чем на 1.5% от минимального значения. А это означает, что выбирая ΔT_{min} в области значений 10°C ≤ ΔT_{min} ≤ 15°C мы сможем синтезировать теплообменную систему процессов, которая будет работать в режиме близком к экономически оптималь-

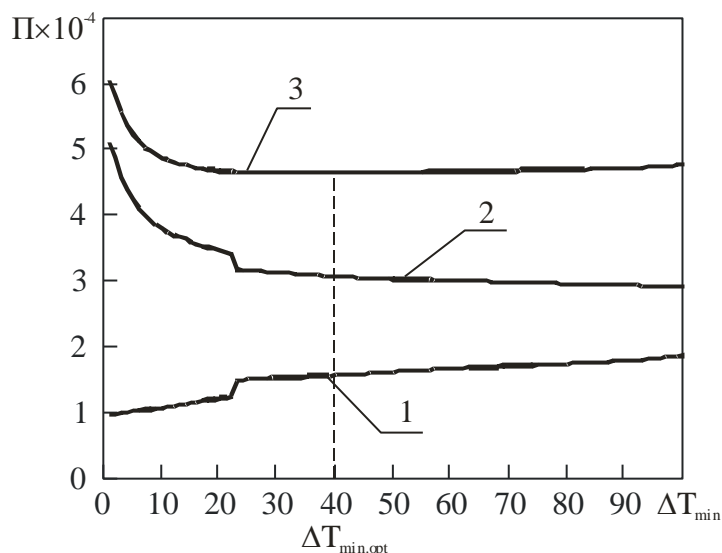


Рисунок 3 – Стоимостные кривые системы теплообмена для процесса дистилляции каменноугольной смолы на одноколонном агрегате при стоимости горячих утилит равной 4,5 USD за кВт·год, холодных – 7,3 USD за кВт·год:

1 – приведенная стоимость утилит; 2 – приведенная стоимость теплообменного оборудования; 3 – общая приведенная стоимость; ΔT_{min} – минимальная разность температур между теплоносителями в теплообменных аппаратах

ному при стоимости энергии, находящейся в интервале 4.5 USD за 1 кВт·год \leq 70 USD за 1 кВт·год, несмотря на то, что абсолютные величины приведенных затрат будут отличаться. Поэтому для построения проекта реконструкции системы теплообмена, рассматриваемых процессов выберем стоимость энергии равную 30 USD за 1 кВт/год.

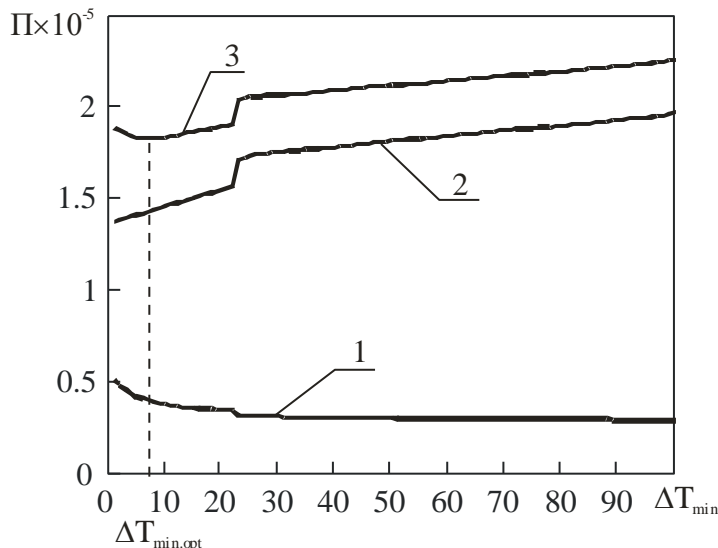


Рисунок 4 – Стоимостные кривые системы теплообмена для процесса дистилляции каменноугольной смолы на одноколонном агрегате при стоимости горячих утилит равной 70 USD за кВт·год, холодных – 7,3 USD за кВт·год:

1 – приведенная стоимость утилит; 2 – приведенная стоимость теплообменного оборудования; 3 – общая приведенная стоимость; ΔT_{\min} – минимальная разность температур между теплоносителями в теплообменных аппаратах

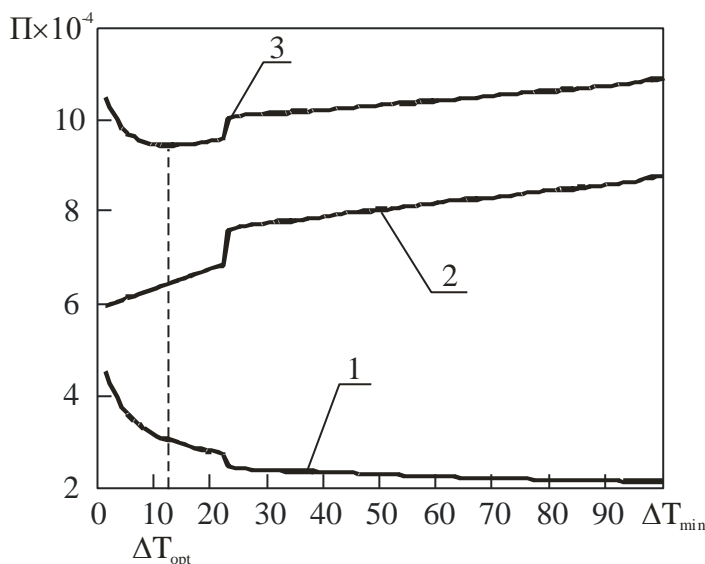


Рисунок 5 – Стоимостные кривые системы теплообмена для процесса дистилляции каменноугольной смолы на одноколонном агрегате при стоимости горячих утилит равной 70 USD за кВт·год, холодных – 7,3 USD за кВт·год:

1 – приведенная стоимость утилит; 2 – приведенная стоимость теплообменного оборудования; 3 – общая приведенная стоимость; ΔT_{\min} – минимальная разность температур между теплоносителями в теплообменных аппаратах

Стоимостные кривые для этого значения стоимости приведены на рис. 5. ΔT_{\min} в этом случае равна 12°C , т.е. значению, которое может быть достигнуто при использовании в тепловой сети кожухотрубчатых теплообменников.

С целью определения целевых значений горячих и холодных утилит, а также площади поверхности теплообмена построим составные кривые для $\Delta T_{\min} = 12^{\circ}\text{C}$ (рис. 6). Составные кривые показывают, что локализация пинча находится на 373 K горячей составной кривой. Минимальное значение горячих утилит для $\Delta T_{\min} = 12^{\circ}\text{C}$ равно $Q_{H\min} = 2.085\text{ МВт}$, а холодных $Q_{C\min} = 225.47\text{ МВт}$. Это означает, что при тепловой интеграции процессов с $\Delta T_{\min}=12^{\circ}\text{C}$ можно уменьшить потребляемую тепловую мощность на 1838, кВт или на $\sim 47\%$ от уровня потребления в настоящее время, а холодные утилиты можно уменьшить на 89% от существующего уровня потребления холодных утилит (рис. 6). Целевые значения площади поверхности теплообмена для рекуперативных теплообменных аппаратов составляет величину $S_{R\min} = 250.7\text{ м}^2$. Для аппаратов, устанавливаемых на холодных утилитах $S_{C\min} \approx 6.3\text{ м}^2$, т.е. целевые значения для общей площади поверхности теплообмена будет равно $S_{\min} \approx 257\text{ м}^2$.

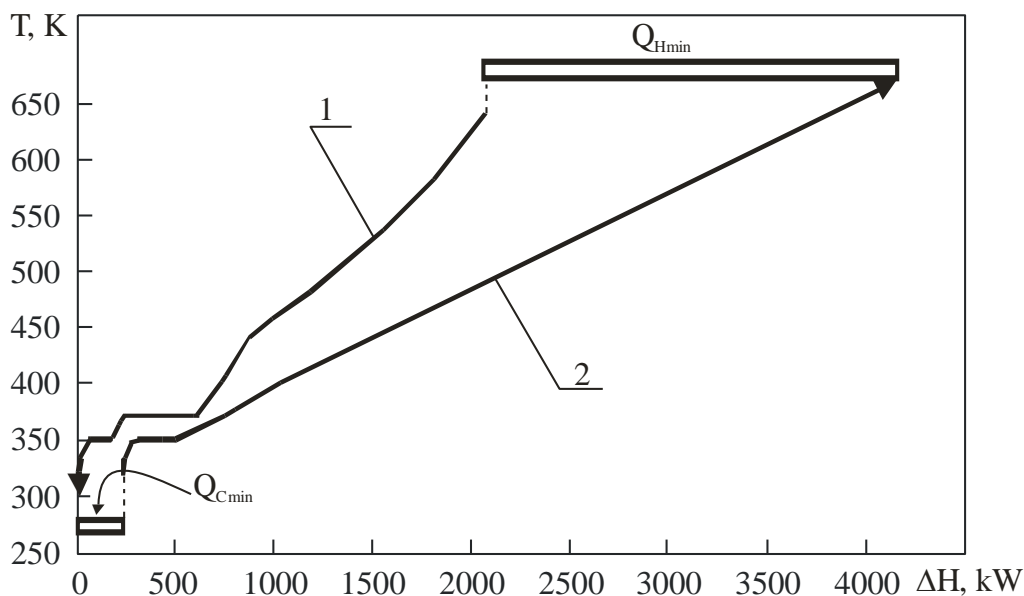


Рисунок 6 – Составные кривые процессов СПЦ, построенные для $\Delta T_{\min} = 12\text{ K}$:

1 – горячая составная кривая; 2 – холодная составная кривая; $Q_{H\min}$ – оптимальное значение мощности, потребляемой от горячих утилит; $Q_{C\min}$ – оптимальное значение мощности, отводимое холодными утилитами от процессов СПЦ; T – температура, K ; ΔH – изменение потоковой энтальпии

Обозначения: $Q_{C\min}$ – целевые значения для холодных утилит; $Q_{H\min}$ – целевые значения для горячих утилит; ΔH – изменение потоковой энтальпии; ΔT_{\min} – минимальная разность температур между теплоносителями в теплообменных аппаратах.

Благодарности

Работа выполнена при финансовой поддержке Европейской Комиссии (Проект INCO-COPERNICUS-2 N° ICA2-CT-2001-10005, проект Tempus N° CD_JEP-21242-00/UKR)

Литература

1. Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М., Перевертайленко А.Ю., Болдырев С.А., Рубчевский В.Н., Волох В.М. Анализ потенциала энергосбережения в процессе дистилляции каменноугольной смолы // Интегровані технології та енергозбереження. – Харьков, 2001, №2. – С. 16-22.
2. Tovazhnyansky L.L., Kapustenko P.O., Ulyev L.M., Boldyrev S., Djelali V.V., Rubchevsky V.N., Volokh V.M. The Heat Integration in Process of Producing the Pitch From Coal Tar // Proceedings of 4th Conference Process Integration, Modelling and Optimisation for energy Saving and Pollution Reduction (PRESS'01), Florence 20 – 23 May, 2001. P. 425-430.
3. Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М., Болдырев С.А. Снижение потребления коксового газа при тепловой интеграции процесса на двухколонном агрегате дистилляции каменноугольной смолы // IV Всеукраїнська науково-методична конференція з міжнародною участю “Екологія інженерія. Стан, наслідки, шляхи створення екологічно чистих технологій”, 22 – 25 жовтня 2002 р. Збірка доповідей. – Дніпродзержинськ, 2002. – С. 219-221.
4. Брон Я.А., Сатановский С.Я. Трубчатые агрегаты для перегонки каменноугольной смолы. – Харьков: Госнаучтехиздат. лит. черн. цвет. мет, 1961. – С. 232.
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., Ульєв Л.М., Болдырев С.О.,
Бухкало С.І., Кауфман С.І.

**ВИЗНАЧЕННЯ ПОТЕНЦІАЛУ ЕНЕРГОЗБЕРЕЖЕННЯ ПРОЦЕСУ ДИСТИЛЯЦІЇ
КАМ'ЯНОВУГІЛЬНОЇ СМОЛИ ТА ПРОЦЕСУ ПЕРЕРОБКИ НАФТАЛІНОВОЇ
ФРАКЦІЇ НА АВДІЄВСЬКОМУ КХЗ**

У даній роботі за допомогою методів пінч-аналізу визначається потенціал енергозбереження процесу дистилляції кам'яновугільної смоли на одноколонному агрегаті, який включає також обладнання для переробки нафталінової фракції.

Енергозберігаючий потенціал визначено для мінімальної різниці температур між теплоносійми на теплообмінному обладнанні, яка оптимальна у широкому діапазоні цін на енергоносії.

За допомогою методів пінч-аналізу можливо знизити питоме вживання гарячих утиліт на 47%, а холодних – на 89% від рівня існуючого у теперішній час.