

УДК 66.045.1

Товажнянський Л.Л., Капустенко П.О., Ульєв Л.М., Васильєв М.А.

ЕКСТРАКЦІЯ ДАНИХ СМОЛОПЕРЕРОБНОГО ЦЕХУ ТА ДВОХ БЕНЗОЛЬНИХ ВІДДІЛЕНЬ ЗІ СПІЛЬНИМ СИРОВИННИМ ПОТОКОМ**Вступ**

Зростання цін на енергоресурси і, як правило їх монопольні постачання змушують енергозалежні країни диверсифікувати постачання енергоносіїв і прискореними темпами реалізовувати енергозберігаючі програми. Закономірно, що за останні десятиліття XX століття у високорозвинених країнах спостерігається тенденція до зниження енергоємності виробництва.

Масштаб і загальний технологічний устрій української економіки зумовлюють досить значне кінцеве споживання первинних енергоресурсів. За підсумками 2006 року енергоємність ВВП в Україні склала 0,89 кг умовного палива на 1 дол. США. Цей показник є сьогодні найвищим серед країн Європи. Зокрема в Польщі енергоємність ВВП складає 0,34 кг у. п /дол. США – 0,30, Німеччині – 0,26, Великобританії – 0,23 [1].

Особливо важливим є зменшення енергоспоживання в хімічній та металургійній промисловості, де ціна на паливо складає основну частину собівартості продукції.

В Україні було введено в дію 14 коксохімічних заводів (КХЗ). Всі вони будувались під час відносних дешевих цін на енергоносії, і в сьогодення, як правило, працюють далеко не в оптимальному режимі, з погляду енергоспоживання. У зв'язку з стійкою тенденцією підвищення цін на енергоносії, питання енергозбереження на КХЗ стало винятково важливим. У даній роботі досліджувався технологічний процес дистиляції кам'яновугільної смоли та процес дистиляції бензолу типовий для країн СНД.

Опис процесу дистиляції бензолу та процесу переробки кам'яно-вугільної смоли

Первинними продуктами коксування є твердий залишок - кокс і летючі речовини - коксовий газ, який потім при конденсації розділяється на кам'яновугільну смолу та сирію бензол.

Кам'яновугільна смола має багатий склад і є цінною сировиною для хімічної промисловості. З метою подальшого використання кам'яновугільну смолу поділяють фракції. Для цього практично на всіх коксохімічних заводах існує відділення дистиляції.

На (рис. 1а) та (рис. 1б) наведено технологічну схему двох бензольних відділень зі спільним сировинним потоком. Сирий бензол витягується з прямого коксового газу абсорбцією органічними поглиначами. При уловлюванні бензолових вуглеводів з коксового газу поглинальними маслами в сирому бензолі містяться легкі погони поглинального масла і нафталін [2]. На (рис. 1с) наведена схема переробки кам'яно-вугільної смоли.

На рисунку 1а – коксовий газ подається в бензольний скруббер 1, де орошається поглинальним маслом, після чого коксовий газ виводиться з скруббера. Поглинальне масло поступає в масляний дефлегматор 5, в якому підігрівається парами дистиляційної колони 4.

З масляного дефлегматора поглинальне масло поступає в теплообмінник масла 6, в якому догрівається до температури 110 °С обезбензоленим маслом, що поступає з колони 4. Далі поглинальне масло поступає в трубкучасту піч 3, де догрівається до температури 160 °С і поступає в дистиляційну колону 4. В колону подається пара з температурою 200 °С. Обезбензолене масло з колони повертається в бензоловий скруббер 1, а пари дистиляційної колони поступають в дефлегматор масляний 5, з якого передаються в дефлегматор водяний 6 і поступають в розділову колону 9. Частина пари дистиляційної колони конденсується і стікає в сепаратор флегми 12, з якого насосом повертається в колону, а сепараторна вода виводиться з сепаратора.

У розділовій колоні 9 отримують більш вузькі фракції продуктів. Бензол виводиться з куба колони. Пари з колони поступають в конденсатор 7, де конденсуються, охолоджуються до 30 °С і поступають в сепаратор бензолу 10. В сепараторі конденсат розділяється на сепараторну воду і бензол і поступає на склад.

На рисунку 1б коксовий газ надходить в скруббер 16, де з нього, за допомогою поглинального масла витягуються бензольні вуглеводні. Далі зі скруббера поглинальне масло проходить через дефлегматор 18, рекуперативний теплообмінник 20 і паровий підігрівач 21, після чого потрапляє в ректифікаційну колону 22. В процесі ректифікації з масла виділяються бензольні вуглеводні і у вигляді пари зверху колони надходять в дефлегматор 18, потім в кінцевий конденсатор, і сконденсувавшись, відводяться в сховище. Очищене поглинальне масло з колони, пройшовши цикл охолодження, знов подається в скруббер і процес повторюється.

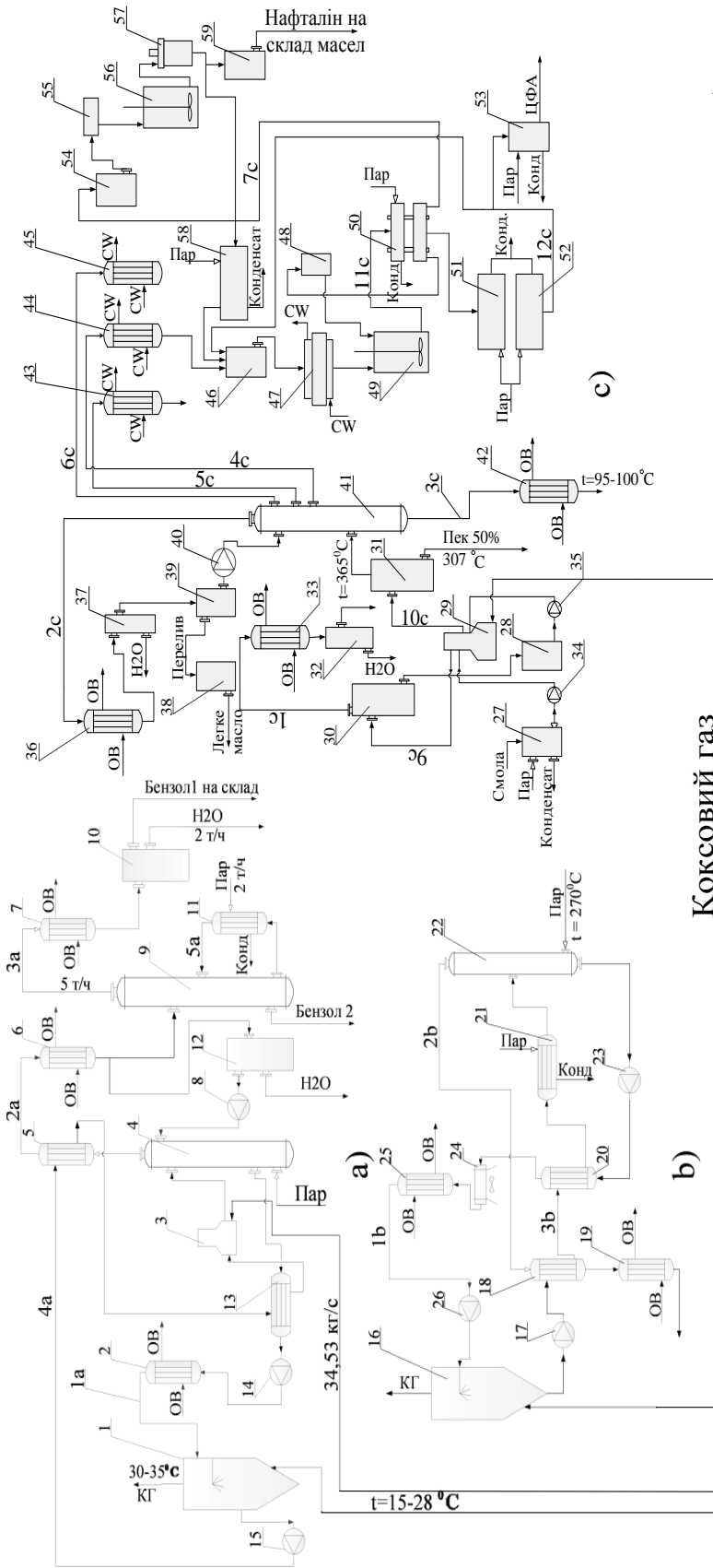


Рисунок 1 – Технологічна схема двох бензольних відділень та смолеробного цеху зі спільним сировинним потоком

1, 16 – бензольні скрубера; 2, 25 – холодильники олії; 3, 29 – трубчаста піч; 4 – дистиляційна колона; 5, 18 – дефлегматор масляний; 6 – дефлегматор водяний; 7 – конденсатор; 8, 14, 15, 16, 17, 23, 34, 35, 40 – насос; 9 – розділова колона; 10 – сепаратора бензолу 1; 11, 21 – підтірвач; 12 – сепаратор флегми; 13 – теплообмінник мас-ла; 19 – кінцевий конденсатор; 20 – рекуперативний теплообмінник; 22 – бензольна колона; 24 – повітряний охолоджувач; 27 – збірник початкової смоли; 28 – збірник збезводненої смоли; 30, 31 – випарник 1-ї та 2-ї ступені; 32, 37 – сепаратор легкого масла; 33, 36 – конденсатор-холодильник парів 1-ї ступені та фракційної колони; 38 – збірник легкого масла; 39 – рефлюкений бак; 41 – фракційна колона; 42-45 – погружні холодильники 2-ї антраценової, поглинальної, нафталінової і фенольної фракції; 46 – великий напірний бак; 47 – барабанний кристалізатор; 48 – малий напірний бак; 49, 56 – мішалка; 50 – прес; 51, 52, 58 – плавильник; 53, 54 – збірник нафталіну; 55 – кристалізатор; 57 – центрифуга; 59 – збірник нафталіну

На рисунку 1с сира смола зі складу сировини з температурою 75–80 °С подається в нижню секцію радіантної частини трубчастої печі 29, де нагрівається до 130 °С і поступає у випарник першої ступені 30. Пари з випарника охолоджуються і надходять в сепаратор 32. Зневоднена смола прокачується спочатку через конвекційну, а потім через радіантні секції трубчастої печі, де нагрівається до 395–405 °С і поступає у випарник другої ступені. Тут смола розділяється на рідкий залишок – пек і пари усіх фракцій. У нижню частину випарника подається перегріта пара, що підігрівається в пароперегрівачі трубчастої печі до 380–400 °С. З нижньої частини випарника пек з температурою ~370 °С направляється в пековий парк. З верхньої частини колони 41 відбирається легке масло, охолоджується і направляється в сепаратор. У рідкому вигляді (боковим відбором) з ректифікаційної колони відбираються: фенольна, нафталінова і поглинальна фракції. З нижньої частини колони 41 виводиться II антраценова фракція. Фракції охолоджуються і прямують на переробку.

Нафталінова фракція після охолодження надходить у напірний бак 46, звідки подається у ванни барабанного кристалзатора, в який також надходить охолоджуюча вода. Потім кристалізований нафталін надходить в мішалки 49 і далі на гаряче пресування в прес 50. Після цього пресований нафталін у вигляді таблеток надходить в плавильники і потім до збірника нафталіну. Частина розплавленого нафталіну з плавильників і відтік з пресу надходять в рецикл процесу.

Систематизувавши результати вивчення технологічної схеми, регламенту, складемо таблиці поточкових даних, необхідних для визначення теплової потужності, що споживається процесами дистиляції бензолу та процесом переробки кам'яно-вугільної смоли.

Теплофізичні дані технологічних потоків схеми двох бензольних відділень та схеми смолопереробного цеху (рис. 1а-с), наведені в (табл. 1–3) відповідно. У таблицях представлені такі характеристики потоків як: початкова (T_s) та кінцева (T_t) температури, розхід потоку (W), теплота пароутворення (r), потокова теплоємність (CP), теплове навантаження (ΔH) і коефіцієнт тепловіддачі (α).

Таблиця 1 – Поточкові данні процесу дистиляції бензолу на двоколонному агрегаті (рисунок 1а)

№	Назва потоку	Тип	$T_s, ^\circ\text{C}$	$T_t, ^\circ\text{C}$	W , кг/с	r , Дж/кг	C , Дж/(кг·°C)	CP , кВт/°C	ΔH , кВт	α , кВт/(м ² ·°C)
1	Обезбензолне масло з колони	Гар	145	30	48,25	-	2,01	96,97	-11151,6	0,3
2,1	Конденсація пари дист. колони	Гар	100	100	5,55	1908			-10589,4	9
2,2	Охолодження пари дист. колони	Гар	130	100	5,55	-	2,1	11,65	-349,65	0,56
3,1	Конденсація пари розділової колони	Гар	74	74	1,38	1816		-	-2506,08	8
3,2	Конденсат пари розділової колони	Гар	74	30	1,38	-	3,23	4,45	-196	0,8
4,1	Поглиналине масло з скрубера	Хол	32	160	50,98	-	2,03	103,49	13246,64	0,3
4,2	Поглиналине масло з скрубера	Хол	160	160	2,78	1920	-	-	5337,6	9
5,1	Підігрів розділової колони	Хол	90	115	3,93	-	1,97	7,73	193,55	0,3
5,2	Підігрів розділової колони	Хол	115	115	1,38	1910	-	-	2635,8	9

При аналізі процесів дистиляції кам'яновугільної смоли і дистиляції бензолу був використаний метод пінч-аналізу, який показав свою ефективність раніше [3–6]. Для визначення навантаження на теплообмінному обладнанні та встановлення потужності гарячих та холодних утиліт, будуємо складові криві процесу [7]. Потоки, які будуть брати участь в інтеграції процесу зображенні на (рис. 2–4) у відповідності з даними наведеними в (табл. 1–3).

З рисунка 2 видно, що теплообмінник 2 має перенос тепла через пінч [7], що додатково збільшує теплові втрати і підкреслює необхідність впровадження енергоощадних технологій на вітчизняних підприємствах, для яких неефективність використання енергії є типовим явищем.

Встановивши потужність рекуперації для процесу дистиляції кам'яновугільної смоли $Q_{REC} = 0$ кВт (рис. 1с) та дистиляції бензолу $Q_{REC} = 9654$ кВт для (рис. 1а), $Q_{REC} = 9570$ кВт для (рис. 1б) будуємо складові криві (рис. 5–7).

Таблиця 2 – Поточкові данні процесу дистиляції бензолу на одноколонному агрегаті (рисунок 1б)

№	Назва потоку	Тип	$T_s, ^\circ\text{C}$	$T_T, ^\circ\text{C}$	$W, \text{кг/с}$	$r, \text{Дж/кг}$	$C, \text{Дж}/(\text{кг}\cdot^\circ\text{C})$	$CP, \text{кВт}/^\circ\text{C}$	$\Delta H, \text{кВт}$	$\alpha, \text{кВт}/(\text{м}^2\cdot^\circ\text{C})$
1	Обезбензолене масло з колони	гар	120	30	66,97		2,01	134,6	-12114,9	0,9
2,1	Охолодження пари дист. колони	гар	170	90	5,36		1,705	9,14	-731,1	0,56
2,2	Конденсація пари дист. колони	гар	90	90	5,36	1908	–	–	-10226,88	9
2,3	Охолодження конденсату пари дист. колони	гар	90	30	5,36		3,232	17,32	-1039,4	0,56
3,1	Поглиняльне масло зі скрубера	хол	32	150	69,33		2,03	140,74	16607,2	0,3
3,2	Поглиняльне масло зі скрубера	хол	150	150	5,36	1850	–	–	9916	9

Таблиця 3 – Поточкові данні процесів дистиляції кам'яновугільної смоли та переробки нафталінової фракції (рисунок 1с)

№	Назва потоку	Тип	$T_s, ^\circ\text{C}$	$T_T, ^\circ\text{C}$	$C, \text{кДж}/(\text{кг}\cdot^\circ\text{C})$	$W, \text{кг/с}$	$CP, \text{кВт}/\text{K}$	$\Delta H, \text{кВт}$	$\alpha, \text{кВт}/(\text{м}^2\cdot^\circ\text{C})$
1,1	Пари води 1-ї ступені	гар	130	100	1.89	0.160	0.302	9.063	1.0
1,2	Конденсація пари 1-ї ступені	гар	100	100	$r_1=2257 \text{ кДж}\cdot\text{кг}^{-1}$	0.160		360.75	10.0
1,3	Конденсат пари 1-ї ступені	гар	100	50	4.19	0.160	0.670	33.48	0.8
2,1	Пара легкого масла	гар	135	100	2.03	0.043	0.087	3.04	0.5
2,2	Конденсація пари легкого масла	гар	100	100	$r_1=379 \text{ кДж}\cdot\text{кг}^{-1}$	0.043		16.22	10.0
2,3	Конденсат парів легкого масла	гар	100	45	2.03	0.043	0.087	4.78	0.5
3	2 антраценова фракція	гар	310	100	1.739	0.856	1.489	312.59	0.3
4	Поглиняльна фракція	гар	265	80	1.567	0.642	1.006	186.13	0.3
5	Нафталінова фракція	гар	210	95	1.785	0.428	0.764	87.85	0.3
6	Фенольна фракція	гар	185	50	1.823	0.171	0.312	42.12	0.3
7,1	Нафталін в кристалізаторі	гар	90	78	1.787	0.750	1.340	16.08	0.1
7,2	Кристалізація нафталіну	гар	78	78	$r_2=149.16 \text{ кДж}\cdot\text{кг}^{-1}$	0.750		111.87	0.1
7,3	Нафталін в кристалізаторі	гар	78	60	1.787	0.750	1.340	24.12	0.1
8	Пек	гар	370	170	2.000	2.140	4.280	856.03	0.3
9	Сировинна смола	хол	75	130	1.800	4.44	9.324	512.82	0.3
9,1	Часткове випаровування в сировинній смоли	хол	130	130	$r_1=2300 \text{ кДж}\cdot\text{кг}^{-1}$	0.160	-	368	10
10	Зневоднена смола	хол	130	400	2.331	4.280	11.556	3120.2	0.3
11,1	Нафталін через прес	хол	60	78	1.787	0.833	1.489	26.805	0.1
11,2	Плавлення нафталіну в пресі	хол	78	78	$r_2=149.16 \text{ кДж}\cdot\text{кг}^{-1}$	0.833		124.303	0.1
11,3	Нафталін через прес	хол	78	100	1.787	0.833	1.489	32.762	0.1
12,1	Нафталін в плавильнику	хол	45	78	1.787	0.417	0.745	24.571	0.1
12,2	Плавлення нафталіну	хол	78	78	$r_2=149.16 \text{ кДж}\cdot\text{кг}^{-1}$	0.417		62.152	0.1
12,3	Нафталін в плавильнику	хол	78	105	1.787	0.417	0.745	20.104	0.1

На підставі даних, отриманих після побудови сіткових діаграм (рис. 2–4), і складових кривих (рис. 5–7), визначені: загальне навантаження для гарячих утиліт – $Q_{H\min}=32997 \text{ кВт}$; загальне навантаження для холодних утиліт $Q_{C\min}=31810 \text{ кВт}$; загальна потужність рекуперації $Q_{REC}=19256 \text{ кВт}$; ΔT_{\min} складає $25 \text{ }^\circ\text{C}$, $20 \text{ }^\circ\text{C}$ та $302 \text{ }^\circ\text{C}$ відповідно.

Висновки

У результаті проведеного обстеження процесу дистиляції бензолу та процесу переробки кам'яновугільної смоли, зібрані необхідні поточкові дані, які систематизовані і занесені в таблицю. На основі ви-

значених потоків побудовані складові криві. За графіком складових кривих, визначена величина холодних і гарячих утиліт, що споживаються процесами, потужність рекуперації енергії, визначено ΔT_{\min} для кожного процесу. Етап підготовки був завершений успішно, на основі отриманих даних можна проводити подальші розрахунки для обчислення необхідних цільових функцій процесу.

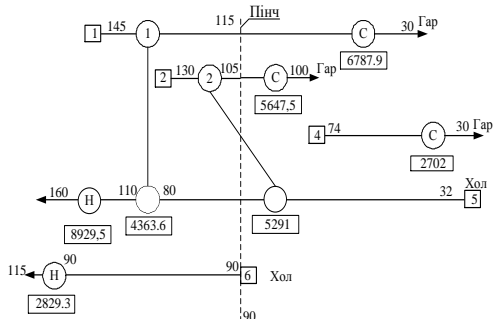


Рисунок 2 – Зображення потоків схеми згідно (табл. 1)
1;2,3 – гарячі потоки, 4,5 – холодні потоки, H – нагрівач,
 C – охолоджувач
Вертикальні лінії показують локалізацію пінча

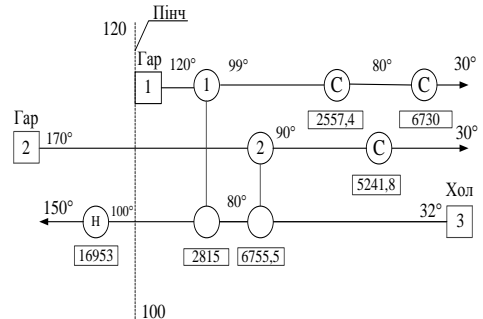


Рисунок 3 – Зображення потоків схеми згідно (табл. 2)
1;2 – гарячі потоки, 3 – холодний потік, H – нагрівач,
 C – охолоджувач
Вертикальні лінії показують локалізацію пінча

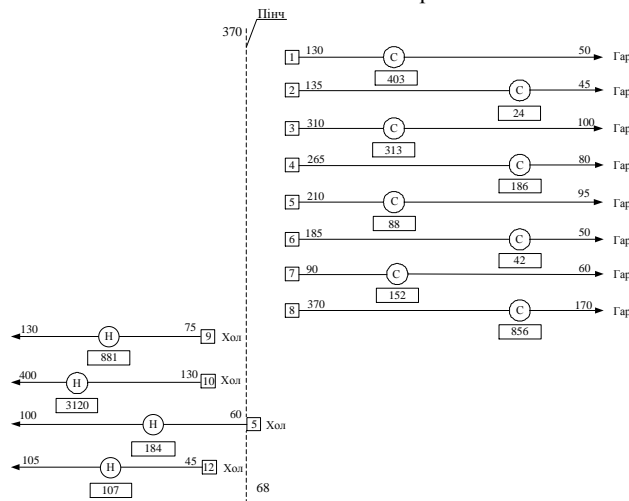


Рисунок 4 – Зображення потоків схеми згідно (табл. 3)
1–8 – гарячі потоки, 9–12 – холодні потоки, H – нагрівач, C – охолоджувач, вертикальні лінії показують локалізацію пінча

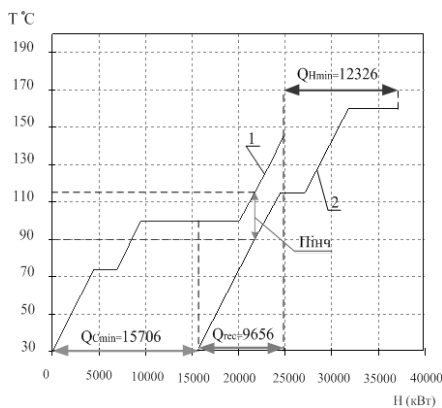


Рисунок 5 – Складові криві для даних з таблиці 1
1,2 – гаряча та холодна складова крива; $Q_{H\min}$, $Q_{C\min}$ –
потужність гарячих та холодних утиліт; Q_{REC} – потуж-
ність рекуперації енергії

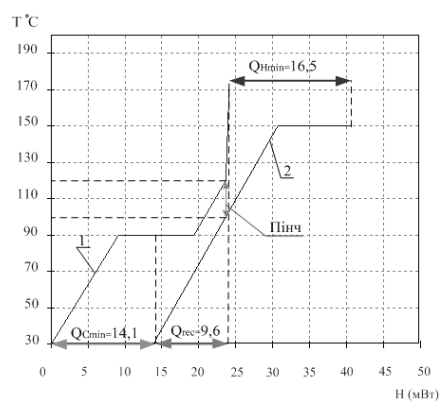


Рисунок 6 – Складові криві для даних з таблиці 2
1,2 – гаряча та холодна складова крива; $Q_{H\min}$, $Q_{C\min}$ –
потужність гарячих та холодних утиліт; Q_{REC} – потуж-
ність рекуперації енергії

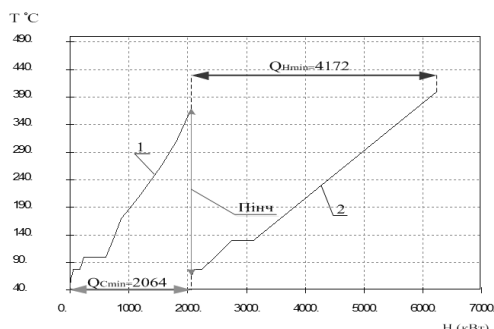


Рисунок 7 – Складові криві для даних з таблиці 3
1,2 – гаряча та холодна складова крива; Q_{Hmin} , Q_{Cmin} – потужність гарячих та холодних утиліт

Подяка

Робота виконана за фінансової підтримки Європейського Союзу в рамках проекту EC Project ENER-FP7-296003-EFENIS.

Література

1. Ukraine policy review. // International Energy Agency, France 2006. – 384 P.
2. Кресс Л.А. Реконструкция бензольного отделения коксохимического производства / Л.А. Кресс, С.В. Крякунов // Кокс и химия. – М.: 2005. – № 10. – С. 19–22.
3. Foo, D. Minimum Units Targeting and Network Evolution for Batch Heat Exchanger Network / D. Foo, Y. Chew, C. Lee // Applied Thermal Engineering. – 2008. – vol. 28. – №. 16. – P. 2089–2099.
4. ТОВАЖНЯНСКИЙ Л.Л., Создание оптимальной теплообменной системы в процессе дистилляции каменноугольной смолы / Л.Л. ТОВАЖНЯНСКИЙ, П.А. Капустенко, Л.М. Ульев, С.А. Болдырев // Інтегровані технології та енергозбереження. – Харків: НТУ «ХПІ», 2004. – № 2. – С. 85–90.
5. Tovazshneanski L.L. The Heat Integration in Process of Producing the Pitch From Coal Tar / L.L. Tovazshneanski, P.A. Kapustenko, L.M. Ulyev, S.A. Boldyryev, V.V. Djelali, V.N. Rubchevsky, V.M. Volokh // 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.
6. ТОВАЖНЯНСКИЙ Л.Л. Анализ потенциала энергосбережения в процессе дистилляции каменноугольной смолы / Л.Л. ТОВАЖНЯНСКИЙ, П.А. Капустенко, Л.М. Ульев, А.Ю. Перевертайленко, С.А. Болдырев, В.Н. Рубчевский, В.М. Волох // Інтегровані технології та енергозбереження. – Харків НТУ «ХПІ», 2001 – №2. – С. 16–22.
7. Основы интеграции тепловых процессов. / [Смит Р. Клемеш Й., ТОВАЖНЯНСКИЙ Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М.]. – Харків: НТУ «ХПІ», 2000. – 458 с.

УДК 66.045.1

ТОВАЖНЯНСКИЙ Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М., Васильев М.А.

ЭКСТРАКЦИЯ ДАННЫХ СМОЛОПЕРЕРАБАТЫВАЮЩЕГО ЦЕХА И ДВУХ БЕНЗОЛЬНЫХ ОТДЕЛЕНИЙ С ОБЩИМ СЫРЬЕВЫМ ПОТОКОМ

Представленная работа посвящена изучению процесса дистилляции каменноугольной смолы и процесса дистилляции бензола на коксохимическом производстве. Определены целевые значения горячих и холодных утилит существующего процесса. Определены все технологические потоки, которые необходимы для интеграции процесса с помощью метода пинч-анализа. Построены составные кривые для существующего ΔT_{min} , определена мощность рекуперации и мощность горячих и холодных утилит.

Tovazhnyansky L., Kapustenko P., Ulyev L., Vasilyev M.

DATA DEFINITION FOR TWO BENZENE DIVISIONS AND THE TAR DISTILLING SHOP WITH COMMON SUPPLY STREAM

The process of benzene distillation and process of coal tar distillation being typical for East European countries is analyzed in this paper. The pinch analysis method was selected to perform a reconstruction project. Technological streams that are needed for the integration process by using the pinch analysis method were identified. The data obtained will be used to further the process of reconstruction.