

УДК 66.045.12

Миронов А.М., к.техн.н., Ільченко М.В., к.техн.н.

МОДЕРНІЗАЦІЯ СИСТЕМИ ТЕПЛООБМІНУ УСТАНОВКИ ГІДРООЧИЩЕННЯ ДИЗЕЛЬНОГО ПАЛИВА З ВИКОРИСТАННЯМ ПІНЧ-ТЕХНОЛОГІЙ

Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут»

Ключові слова: дизельне паливо, гідроочищення, інтеграція процесів, пінч-аналіз, пінч-технології.

Нафтопереробна галузь багатьох країн стикається з проблемами неефективного використання первинних паливних ресурсів навіть для задовільнення власних виробничих потреб. До того ж моторні палива доволі часто зазнають суттєвих змін специфікацій, що зумовлює й зміну попиту на них. Особливо чутливими до подібних коливань енергетичного ринку є бензин та дизельне паливо (ДП). Їхні виробники безперервно продовжують вдосконалювати технологію та проводити модернізацію застарілих установок, щоб зберегти свої позиції на галузевому ринку [1, 2].

З 2005 року у країнах Європейського Союзу почали діяти норми щодо показників викидів шкідливих речовин для транспортних засобів. Зокрема, там регламентується вміст сірки у дизельному паливі величиною не більше за 0,05 %. З 2010 року набули чинності нові стандарти, які декларативно скоротили цю величину до 0,01 %. На практиці зниження вмісту сірки здійснюється шляхом гідроочищення ДП у спеціальному обладнанні, яке має бути оптимізоване та повинно експлуатуватися необхідним чином [3, 4].

Переважна кількість реакторів для здійснення гідропроцесів, які знаходяться на території країн колишнього Радянського Союзу, були спроектовані та відбудовані близько 40–50 років тому. Це означає не тільки фізичну зношеність апаратурного забезпечення, але й недосконалість розрахунку питомої вартості продукції. Ціни на усі енергоносії змінилися, технології були неодноразово вдосконалені, нові каталізатори винайдені та ефективно запроваджені, але системи теплообміну фактично не зазнали модернізації. У наш час збереження старої топології технологічних потоків тягне за собою витрати не тільки на недоцільне внутрішнє транспортування теплоносіїв, але й зумовлює набагато більш нераціональну стратегію виробництва – низьку ефективність теплообміну у системі з номінально достатньою кількістю обладнання [5, 6].

Водночас прогресивним та вже добре перевіреним є метод інтеграції процесів, який полягає у граничному підвищенні коефіцієнту теплопередачі в теплообмінній системі окремої системи, блоку, секції, установки або цілого заводу. Серед відомих методів можна виділити методи пінч-проекування, який здатен підвищувати ефективність теплообміну без втручання до технологічного процесу. Його ціль полягає у створенні проекту цілісної рекуперативної системи, до якої у максимальній кількості увійдуть існуючі теплообмінні апарати, а також будуть включені нові з підвищеним коефіцієнтом теплопередачі [7, 8].

Метою даної роботи є розгляд існуючої теплообмінної системи установки гідроочищення дизельного палива задля оцінки потенціалу її енергозбереження та проекту-

вання нової принципової схеми з економічно збалансованими значеннями коефіцієнту теплопередачі.

Для аналізу даних енергоспоживання та структури теплообмінної мережі необхідно виділити технологічні потоки, які приймають участь у теплообміні, а також потоки, які можуть бути включені до теплової інтеграції [9, 10].

Після обстеження установки гідроочищення дизельного палива та у результаті вивчення режимних листів процесу, мнемосхем і теплових балансів були отримані значення витрат і температур технологічних потоків, які можуть бути включені до тепло-енергетичної інтеграції. Наразі у нашому розпорядженні є 6 гарячих та 8 холодних технологічних потоків з визначеними потоковими даними. Загальна технологічна схема представлена на рисунку 1.

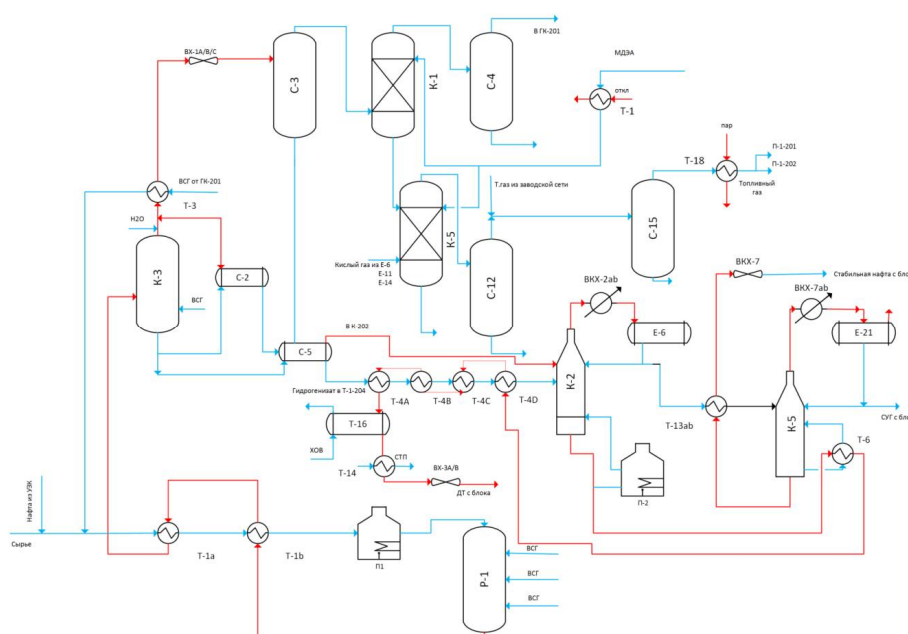


Рисунок 1 – Загальна технологічна схема установки гідроочищення дизельного палива

Характеристика обраних потоків наведена далі.

1) Продукт реактора Р-1. Газо продуктивний потік з низу реактора Р-1 надходить в трубний простір і охолоджується в теплообміннику нагріву сировини 1-ої ступені гідроочищення Т-1/А,В і подається в верхню частину колони К-3 для подальшої обробки. $T_{поч}=332^{\circ}\text{C}$, $T_{кін}=166^{\circ}\text{C}$, витрата – 54,36 т/год.

2) Пари колони К-3. Вуглеводневі гази, що відходять з колони випарювання К-3 та гарячого сепаратора високого тиску С-2, направляються через теплообмінник Т-3, де охолоджуються, частково конденсуються і нагрівають циркуляційний ВВГ, що надходить до трійника змішання зі свіжою сировиною. Потім газорідинна суміш до охолоджується у повітряному холодильнику ВХ-1/А, В, С та надходить на розділ в холодний сепаратор високого тиску С-3, в якому розділяється на пари вуглеводнів, рідкі вуглеводні і кислу воду. $T_{поч}=166^{\circ}\text{C}$, $T_{кін}=42^{\circ}\text{C}$, витрата – 6,89 т/год.

3) Пари колони К-2. Пари нестабільного бензину з верху колони конденсуються і охолоджуються в повітряних конденсаторах-холодильниках ВХ-2/А, В і надходять в рефлюксну ємність Е-6. У ємності Е-6 газорідинна суміш розділяється на пари вуглеводнів, рідкі вуглеводні і кислу воду. $T_{поч}=136^{\circ}\text{C}$, $T_{кін}=37^{\circ}\text{C}$, витрата – 10,35 т/год.

4) Нижній продукт колони К-2. Балансова кількість стабільного гідроочищеного дизельного палива з куба К-2 надходить в ребойлер Т-6 стабілізаційної колони К-4, де віддає частину свого тепла кубу колони К-4. Після ребойлеру Т-6 гідроочищене дизельне паливо послідовно охолоджується в теплообмінниках Т-4/А,В,С,Д, нагріває нестабільний гідрогеніат за гарячого сепаратора низького тиску С-5. $T_{\text{поч}}=277^{\circ}\text{C}$, $T_{\text{кін}}=55^{\circ}\text{C}$, витрата – 45,90 т/год.

5) Пари колони К-4. Пари вуглеводневих газів з верху стабілізаційної колони поступають в повітряний конденсатор-холодильник ВКХ-1-207, охолоджуються. $T_{\text{поч}}=53^{\circ}\text{C}$, $T_{\text{кін}}=37^{\circ}\text{C}$, витрата – 1,53 т/год.

6) Нижній продукт колони К-4. Нижній продукт стабілізаційної колони К-4 під власним тиском поступає у трубний простір теплообмінників Т-3/А,В, де охолоджується за рахунок нагріву нестабільного бензину, доохолоджується у повітряному холодильнику ВХ-6 і виводиться з установки. $T_{\text{поч}}=165^{\circ}\text{C}$, $T_{\text{кін}}=37^{\circ}\text{C}$, витрата – 3,60 т/год.

7) ВСГ від ГК-1. ВСГ подається циркуляційним компресором ГК-1 в трійник змішання з сировиною з ємності Е-1 і направляється в реактор Р-1. $T_{\text{поч}}=80^{\circ}\text{C}$, $T_{\text{кін}}=133^{\circ}\text{C}$, витрата – 4,19 т/год.

8) Сировина до Р-1. Суміш сировини і водневмісного газу (газо-сировинна суміш) послідовно проходить між трубний простір Т- 1-1 А/В, де нагрівається за рахунок тепла газо-продуктової суміші, що виходить з реактора 1-ї ступені гідроочищення Р-1. Після теплообмінників Т-1 А/В газо- сировинна суміш подається в піч П-1. Підігріта в печі газо-сировинна суміш поступає у верхню частину прямоточного реактора 1-го ступеня гідроочищення Р-1. $T_{\text{поч}}=63^{\circ}\text{C}$, $T_{\text{кін}}=291^{\circ}\text{C}$, витрата – 53,69 т/год.

9) Гідрогеніат з С-5. Потік рідких вуглеводнів, з частково розчиненими в них газами (нестабільний гідрогеніат), з гарячого сепаратора низького тиску С-5 поступає на підігрів в теплообмінники Т-4 А/В/С/Д, де підігрівається потоком гідроочищеного дизпалива і далі спрямовується на 18 тарілку колони К-2. $T_{\text{поч}}=158^{\circ}\text{C}$, $T_{\text{кін}}=244^{\circ}\text{C}$, витрата – 50,09 т/год.

10) Гарячий потік з К-2. Частина потоку гідроочищеного дизельного палива з куба колони К-2 надходить в піч П-2, де нагрівається і повертається назад в куб колони К-2 під 30-ту тарілку. $T_{\text{поч}}=284^{\circ}\text{C}$, $T_{\text{кін}}=305^{\circ}\text{C}$, витрата – 53,28 т/год.

11) Живлення колони К-4. Рідка фаза – нестабільний бензин з низу рефлюксної ємності Е-6 подається через теплообмінник Т-3 А/В, де нагрівається кубовим продуктом колони К-4, і надходить на 15-ту тарілку в стабілізаційну колону К-4. $T_{\text{поч}}=37^{\circ}\text{C}$, $T_{\text{кін}}=124^{\circ}\text{C}$, витрата – 3,74 т/год.

12) Пром. вода. Підігрівається гідроочищеним дизпаливом в теплообміннику Т-14 після парогенератора Т-6. $T_{\text{поч}}=70^{\circ}\text{C}$, $T_{\text{кін}}=90^{\circ}\text{C}$, витрата – 60,98 т/год.

13) ХОВ. Надходить до парогенератора Т-16 і направляється на установку виробництва сірки. $T_{\text{поч}}=80^{\circ}\text{C}$, $T_{\text{кін}}=144^{\circ}\text{C}$, витрата – 1,08 т/год.

14) Паливний газ. Очищений від сірководня вуглеводневий газ поступає на відділення краплинної вологи в сепаратор С-2 і далі, в сепаратор паливного газу С-5 підігрівається парою і поступає в печі П-1, П-2. $T_{\text{поч}}=22^{\circ}\text{C}$, $T_{\text{кін}}=114^{\circ}\text{C}$, витрата – 0,27 т/год.

За вимірними температурами технологічних потоків на теплообмінних апаратах, значенням їх масових витрат визначаємо загальну потужність рекуперації в системі теплообмінників установки. Вона становить величину $Q_{\text{REC}} \sim 15250$ кВт. На основі отриманих даних будуємо сіткову діаграму процесу гідроочищення дизельного палива. На рис. 2 технологічні потоки пов'язані рекуперативними теплообмінними апаратами. На потоках також відображені утилітні теплообмінники.

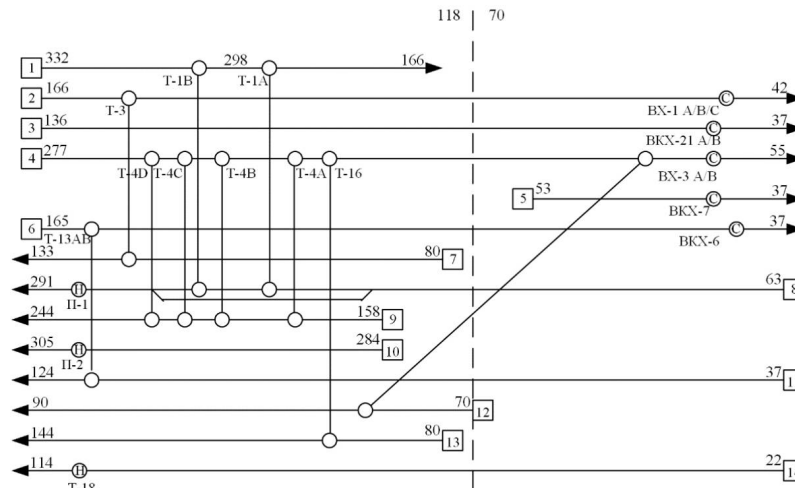
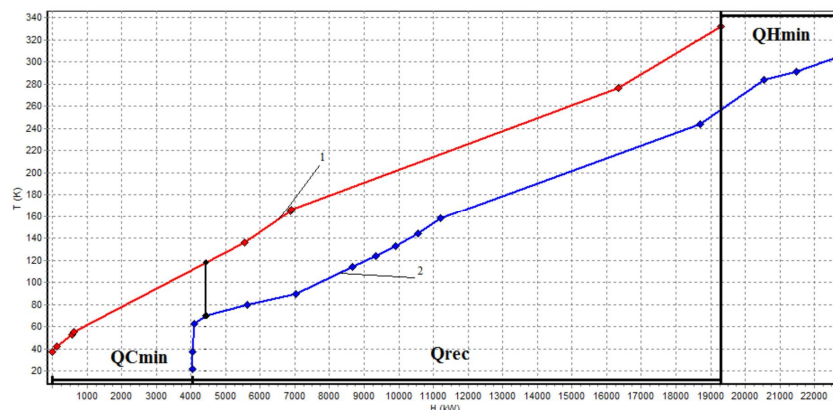


Рисунок 2 – Сіткова діаграма існуючого процесу

Використовуючи зібрані дані, на ентальпійно-температурній діаграмі побудуємо гарячу та холодну складові криві обраної системи технологічних потоків та розмістимо їх таким чином, щоб інтервал перекриття між ними становив $Q_{REC}=17071,2$ кВт (рис. 3), гарячі утиліти дорівнювали $Q_{Hmin}=3432,5$ а холодні – мали величину $Q_{Cmin}=4033,8$ кВт.



1 – складова крива гарячих потоків; 2 – складова крива холодних потоків
Рисунок 3 – Складові криві існуючого процесу

Складові криві містять великий об'єм інформації про систему технологічних потоків, утилітну систему і ефективність використання теплової енергії в процесі, а також про систему рекуперації теплової енергії, тобто про кількість теплообмінних апаратів, та загальну площу теплообмінної поверхні. Зокрема нас зараз цікавить найменша відстань між кривими уздовж осі температур – бо це область пінчу даної системи потоків. У нашому випадку пінч локалізується на температурах: $T_{gap} = 118^{\circ}C$ та $T_{хол} = 70^{\circ}C$. Різниця температур в області пінча складає $\Delta T_{min} = 48^{\circ}C$.

Ця різниця температур між теплоносіями була б мінімальною, якби в існуючій схемі виконувались умови вертикального теплообміну. Але аналіз вихідної теплообмінної системи за допомогою сіткової діаграми (рис. 2) показує, що незважаючи на велику кількість рекуперативних теплообмінників, частина з них протирічить правилу вертикального теплообміну в системі й переносить теплову енергію через точку пінча. Зазначені недоліки системи теплообміну можна усунути підбором мінімального температурного напору і поліпшенням рекуперації теплової енергії [11, 12].

За допомогою програмного забезпечення «PINCH» отримане нове значення мінімальної різниці температур $\Delta T_{\min} = 18^\circ\text{C}$ [13].

Використовуючи це значення, побудовано складові криві для інтегрованого процесу (рис. 4).

Рисунок 4 показує можливість зменшення величини гарячих утиліт з 3432,5 кВт до 1611,3 кВт. Аналогічно для холодних утиліт цей показник зменшиться з 4033,8 кВт до 2212,6 кВт, тобто у результаті проведення пінч-аналізу та модернізації теплообмінної системи величина збільшення рекуперації тепла склала 1821,2 кВт. У розглянутому випадку пінч системи буде локалізуватися на температурах: $T_{\text{гар}} = 88^\circ\text{C}$ та $T_{\text{хол}} = 70^\circ\text{C}$.

Після визначення пінч-температур для гарячих та холодних потоків, на традиційній технологічній схемі можна виділити ті потоки або частини потоків, які належатимуть підсистемам, які знаходяться вище пінча і нижче пінча. Після їх об'єднання на лінії пінчу, отримано сіткову діаграму інтегрованого процесу – рис. 5.

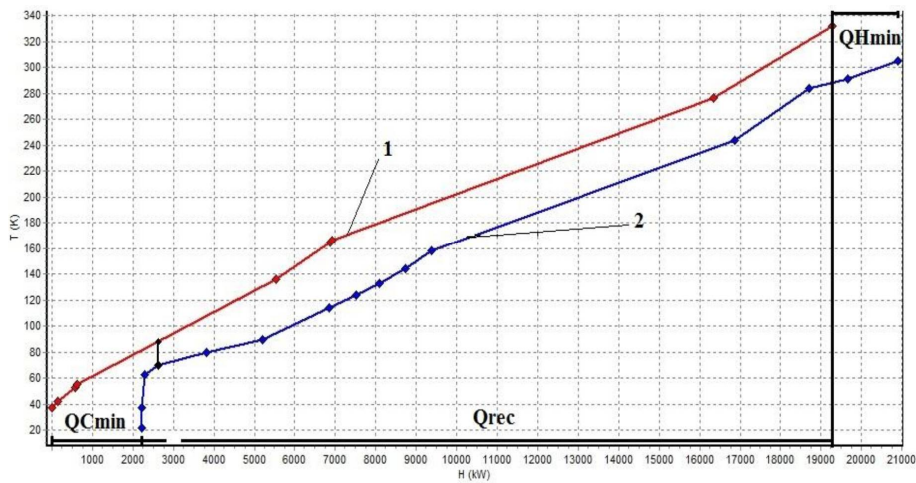


Рисунок 4 – Складові криві для інтегрованого процесу

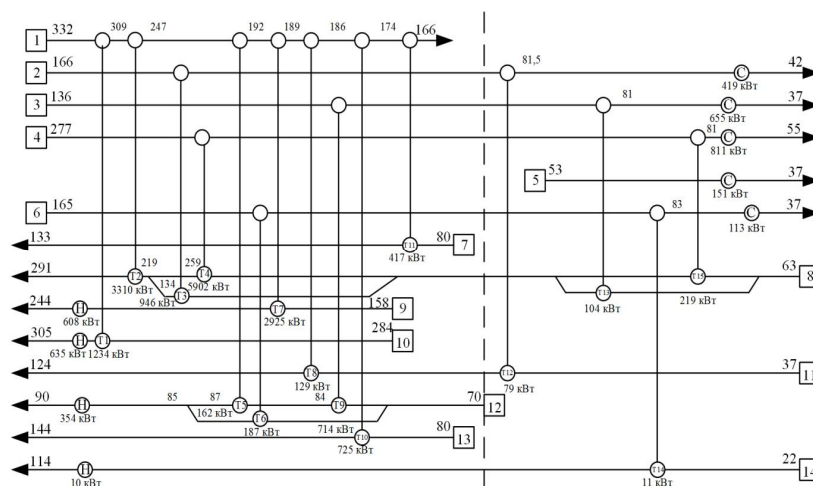


Рисунок 5 – Сіткова діаграма інтегрованого процесу

Порівняння фактичних значень енергетичних характеристик існуючої та інтегрованої теплообмінних мереж установки гідроочищення дизельного палива наведено у таблиці 1.

Таблиця 1 – Порівняння енергетичних характеристик існуючої та інтегрованої мереж

Технологічна схема	Гарячі утиліти, кВт	Холодні утиліти, кВт	Рекуперация, кВт
Існуюча	3432,5	4033,8	15250,0
Інтегрована	1611,3	2212,6	17071,2

Керуючись даними рис. 5 та початковою технологічною схемою, створено нову принципову схему мережі теплообмінників розглянутого процесу – рис. 6.

Висновки

1. Досліджено систему теплообміну установки гідроочищення дизельного палива та виявлено можливості для оптимізації процесу передачі тепла між виділеними технологічними потоками.

2. Визначено величину існуючої рекуператії процесу та оцінено потенціал його енергозбереження. Побудовано сіткову діаграму, яка підтверджує переніс теплової енергії через лінію пінча.

3. Спроектовано нову принципову схему мережі теплообмінних апаратів установки гідроочищення дизельного палива для оптимізованого значення мінімальної різниці температур $\Delta T_{\min} = 18 \text{ }^\circ\text{C}$. Сукупну економію енергоресурсів при модернізації виробництва оцінено у 1821,2 кВт.

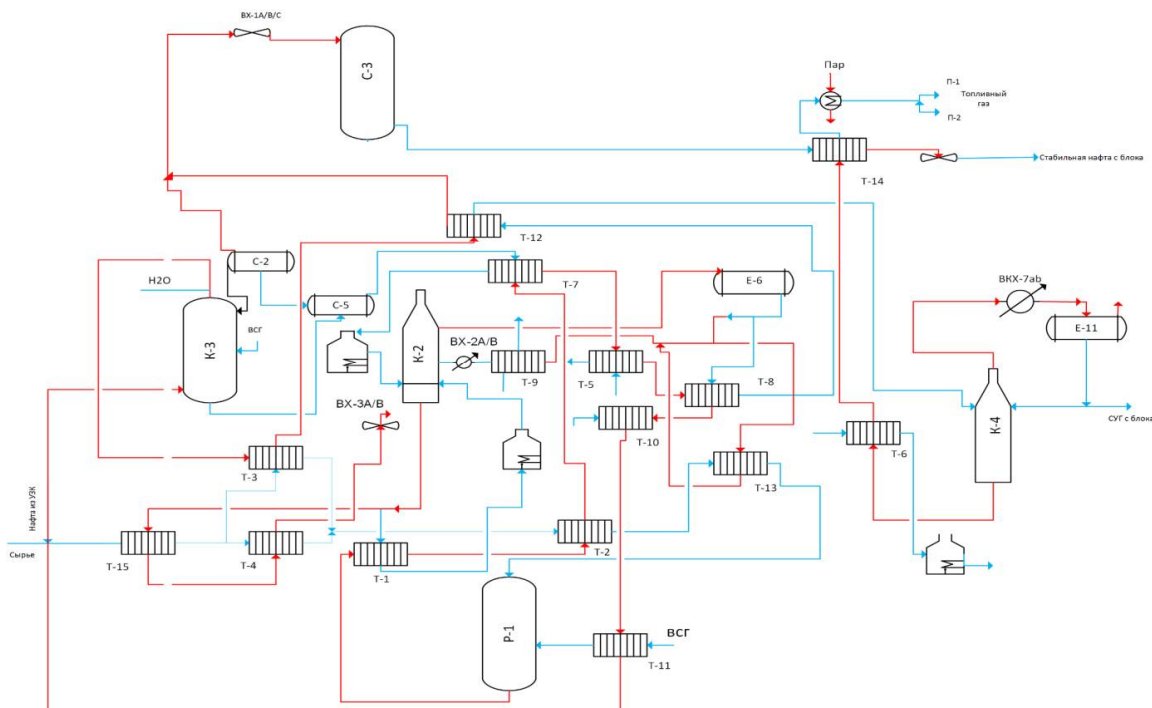


Рисунок 6 – Принципова схема проекту реконструкції системи теплообміну

Література

1. Report 2010 / United Nations Economic Commission for Europe – New York and Geneva: United Nations Organization, 2010. – 106 p.
2. Renewable Energy: A Global Review of Technologies, Policies and Markets / Edited by D. Aßmann, U. Laumanns and D. Uh – UK-US: Earthscan (Taylor & Francis), 2006. – 320 p.
3. Rodera N. A methodology for improving heat exchanger network operation / N. Rodera, D. L. Westphalen, H. K. Shethna // Applied thermal engineering – 2003. – № 23. – PP. 1729–1741.
4. Gundersen T. The synthesis of cost optimal heat exchanger networks. An industrial review of the state of the art / T. Gundersen, L. Naess // Computer & Chemical Engineering – 1988. – № 12(6). – PP. 503–530.
5. Minimum utility usage in constrained heat exchanger networks. A transportation problem / J. Cerda, A. W. Westerberg, D. Mason et al. // Chemical Engineering Sciences – 1983. – № 38(3) – PP. 373–387.
6. Kapustenko P. O. Integration processes of benzene-toluene-xylene fraction, hydrogenation, hydrodesulphurization and hydrothermoprocessing on installation of benzene unit / P. O. Kapustenko, L. M. Ulyev, M. V. Ilchenko, O. P. Arsenyeva // Chemical Engineering Transactions – 2015. – Vol. 45. – PP. 235–240.
7. Morgan S. Use process integration to improve process designs and the design process / S. Morgan // Chemical engineering progress – 1992. – № 9. – P. 62–68.
8. Tovazhyanskyy L. L. Application of process integration for energy saving and pollution reduction in Ukraine / L. L. Tovazhyanskyy, P. A. Kapustenko, L. M. Uliev et al. // Budapest: PRES'99 Proceedings, ed. by F. Friedler and J. Klemes (Hungarian Chemical Society) – 1999. – PP. 659–664.
9. Linnhoff B. Synthesis of heat exchanger networks: Part I. Systematic generation of energy optimal networks / B. Linnhoff, J. R. Flower // American Institute of Chemical Engineers Journal (AIChE Journal), 1978. – № 24 (4). – PP. 633–642.
10. Linnhoff B. Synthesis of heat exchanger networks: Part II: Evolutionary generation of networks with various criteria of optimality / B. Linnhoff B., J. R. Flower // American Institute of Chemical Engineers Journal (AIChE Journal), 1978. – № 24 (4). – PP. 642–654.
11. Moodley A. Development of a unified mass and heat integration framework for sustainable design. An automated approach / A. Moodley, T. Majozi // Chemical Engineering Transactions – 2005. – № 7. – PP. 465–470.

12. Taal M. Cost estimation and energy price forecasts for economic evaluation of retrofit projects / M. Taal, I. Bulatov, J. Klemes et al. // *Applied Thermal Engineering* – 2003. – № 23. – PP. 1819–1835.

13. Klemes J. Total Sites integrating renewables with extended heat transfer and recovery / J. Klemes, P. Varbanov // *Heat Transfer Engineering* – 2010. – № 31(9). – PP. 733–741.

Bibliography (transliterated)

1. Report 2010 / United Nations Economic Commission for Europe – New York and Geneva: United Nations Organization, 2010. – 106 p.

2. Renewable Energy: A Global Review of Technologies, Policies and Markets / Edited by D. Aßmann, U. Laumanns and D. Uh – UK-US: Earthscan (Taylor & Francis), 2006. – 320 p.

3. Rodera N.A methodology for improving heat exchanger network operation / N. Rodera, D. L. Westphalen, H. K. Shethna // *Applied thermal engineering* – 2003. – № 23. – PP. 1729–1741.

4. Gundersen T. The synthesis of cost optimal heat exchanger networks. An industrial review of the state of the art / T. Gundersen, L. Naess // *Computer & Chemical Engineering* – 1988. – № 12(6). – PP. 503–530.

5. Minimum utility usage in constrained heat exchanger networks. A transportation problem / J. Cerda, A. W. Westerberg, D. Mason et al. // *Chemical Engineering Sciences* – 1983. – № 38(3) – PP. 373–387.

6. Kapustenko P.O. Integration processes of benzene-toluene-xylene fraction, hydrogenation, hydrodesulphurization and hydrothermoprocessing on installation of benzene unit / P. O. Kapustenko, L. M. Ulyev, M. V. Ilchenko, O. P. Arsenyeva // *Chemical Engineering Transactions* – 2015. – Vol. 45. – PP. 235–240.

7. Morgan S. Use process integration to improve process designs and the design process / S. Morgan // *Chemical engineering progress* – 1992. – № 9. – P. 62–68.

8. Tovazhyansky L.L. Application of process integration for energy saving and pollution reduction in Ukraine / L. L. Tovazhyansky, P. A. Kapustenko, L. M. Uliev et al. // *Budapest: PRES'99 Proceedings*, ed. by F. Friedler and J. Klemes (Hungarian Chemical Society) – 1999. – PP. 659–664.

9. Linnhoff B. Synthesis of heat exchanger networks: Part I. Systematic generation of energy optimal networks / B. Linnhoff, J. R. Flower // *American Institute of Chemical Engineers Journal (AIChE Journal)*, 1978. – № 24 (4). – PP. 633–642.

10. Linnhoff B. Synthesis of heat exchanger networks: Part II: Evolutionary generation of networks with various criteria of optimality / B. Linnhoff B., J. R. Flower // American Institute of Chemical Engineers Journal (AIChE Journal), 1978. – № 24 (4). – PP. 642–654.

11. Moodley A. Development of a unified mass and heat integration framework for sustainable design. An automated approach / A. Moodley, T. Majozi // Chemical Engineering Transactions – 2005. – № 7. – PP. 465–470.

12. Taal M. Cost estimation and energy price forecasts for economic evaluation of retrofit projects / M. Taal, I. Bulatov, J. Klemes et al. // Applied Thermal Engineering – 2003. – № 23. – PP. 1819–1835.

13. Klemes J. Total Sites integrating renewables with extended heat transfer and recovery / J. Klemes, P. Varbanov // Heat Transfer Engineering – 2010. – № 31(9). – PP. 733–741.

УДК 66.045.12

Миронов А.М., Ільченко М.В.

МОДЕРНІЗАЦІЯ СИСТЕМИ ТЕПЛООБМІНУ УСТАНОВКИ ГІДРООЧИЩЕННЯ ДИЗЕЛЬНОГО ПАЛИВА З ВИКОРИСТАННЯМ ПІНЧ-ТЕХНОЛОГІЙ

Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут»

Роботу присвячено дослідженню теплообмінної системи установки гідроочищення дизельного палива з метою підвищення ефективності теплопередачі та суттєвої економії первинних енергоресурсів. Для оцінки потенціалу енергозбереження процесу та базових розрахунків використано метод пінч-аналізу. Побудовано складові криві для функціонуючої установки, визначено величину наявної рекуперації, мінімальну різницю температур та локалізацію пінчу. Створено сіткову діаграму існуючого процесу. З використанням інструментів пінч-технологій розраховано нове значення мінімальної різниці температур. Для оптимізованих даних побудовано зрушені складові криві та інтегровану сіткову діаграму. За результатами розрахунків спроектовано принципову схему реконструкції теплообмінної мережі установки.

Ключові слова: дизельне паливо, гідроочищення, інтеграція процесів, пінч-аналіз, пінч-технології

Миронов А.Н., Ильченко М.В.

**МОДЕРНИЗАЦИЯ СИСТЕМЫ ТЕПЛООБМЕНА УСТАНОВКИ
ГИДРООЧИСТКИ ДИЗЕЛЬНОГО ТОПЛИВА С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ
ПИНЧ-ТЕХНОЛОГИЙ**

Национальный технический университет «Харьковский политехнический институт»,

Работа посвящена исследованию теплообменной системы установки гидроочистки дизельного топлива с целью повышения эффективности теплопередачи и существенной экономии первичных энергоресурсов. Для оценки потенциала энергосбережения процесса и базовых расчётов использован метод пинч-анализа. Построены составные кривые для функционирующей установки, определены величина имеющейся рекуперации, минимальная разница температур и локализация пинча. Создана сеточная диаграмма существующего процесса. С использованием инструментов пинч-технологий рассчитано новое значение минимальной разницы температур. Для оптимизированных данных построены сдвинутые составные кривые и интегрированная сеточная диаграмма. По результатам расчётов спроектирована принципиальная схема реконструкции теплообменной сети установки.

Ключевые слова: дизельное топливо, гидроочистка, интеграция процессов, пинч-анализ, пинч-технологии

Myronov A.M., Ilchenko M.V.

**MODERNIZATION OF THE HEAT-EXCHANGE SYSTEM AT DIESEL
PURIFICATION UNIT USING PINCH TECHNOLOGY**

The work is devoted to the research of the heat-exchange system at diesel purification unit in order to increase the efficiency of heat transfer and significantly saving of primary energy resources. The study of the technological regulations and the inspection of the installation revealed a low degree of heat recovery in the process and made it possible to highlight material streams that are suitable for integration. To assess the energy saving potential of the process and the basic calculations the pinch analysis method is used. The composite curves for a functioning installation is constructed, the amount of available recovery, the minimum temperature difference and pinch localization is determined. A grid diagram of the existing process is created. With the use of pinch technology, a new value of the minimum temperature difference is calculated. Due to optimized data, shifted component curves and an integrated grid diagram are constructed. According to the calculations results, a conceptual reconstruction scheme of the plant heat-exchange network is designed.

Keywords: diesel fuel, hydro purification, process integration, pinch analysis, pinch technology