

Л.М. УЛЬЄВ, докт. техн. наук, проф., НТУ «ХП»,
Д.О. НЕЧИПОРЕНКО, аспірантка, НТУ «ХП»,
В.О. МОРОЗ, студент, НТУ «ХП»,.

ЕКСТРАКЦІЯ ДАНИХ ПРОЦЕСІВ ГІДРООЧИСТКИ ТА ДЕЕТАНІЗАЦІЇ І СТАБІЛІЗАЦІЇ КАТАЛІЗАТУ НА УСТАНОВЦІ КАТАЛІТИЧНОГО РИФОРМІНГУ

В даному проекті розглянуті блоки гідроочищення сировини, деетанізації та стабілізації каталізату установки каталітичного риформінгу Л-35-11/600. Визначені технологічні потоки, які можуть бути включені в теплову інтеграцію, наведено їх основні характеристики. Складена таблиця потокових даних, побудована сіткова діаграма і складові криві існуючого процесу

В данном проекте рассмотрены блоки гидроочистки сырья, деэтанализации и стабилизации катализата установки каталитического риформинга Л-35-11/600. Определены технологические потоки, которые могут быть включены в тепловую интеграцию, приведены их основные характеристики. Составлена таблица потоковых данных, построена сеточная диаграмма и составные кривые существующего процесса

In this project were considered hydrotreating, deetanization and stabilizing catalysate blocks of catalytic reforming unit L-35-11/600. Process streams that could be included in the heat integration have been identified, their main characteristics were given. Stream table was compiled; grid diagram and composite curves of the existing process were built

Вступ. Метою написання статті є висвітлення етапу збору та уточнення необхідних даних для початку реконструкції системи процесів гідроочищення сировини, деетанізації і стабілізації каталізату за допомогою пінч-методу. Актуальність теми зумовлено тим, що від точності початкових даних залежить якість інтеграції технологічної схеми. Оскільки нафтопереробні заводи України були побудовані у часи досить низьких цін на енергоносії, у наш час вони працюють у неоптимальному режимі. Завдяки цьому питоме енергоспоживання на цих підприємствах у три, чотири рази вище ніж у технологічно розвинутих країнах. В наш час, коли ціни на енергію зросли, питання енергозбереження для промислових підприємств являється життєво необхідним [1–3].

Шляхи і методи зниження питомого енергоспоживання відомі, і в останні два десятиліття отримали широке розповсюдження в індустріально розвинених країнах. Перш за все, це методи інтеграції процесів і, зокрема, метод пінч-аналізу.

Методи пінч-аналізу ефективні як у проектуванні нових промислових підприємств, так і при реконструкції вже працюючих заводів. Використання методу пінч-аналізу в середньому призводить до зниження споживання енергії на 30–50% [4].

Основний матеріал дослідження. Установа каталітичного риформінгу призначена для переробки широкої фракції прямогінних бензинів з температурою 85–180 °С на високооктанові компоненти автомобільних бензинів або для виділення з них індивідуальних ароматичних вуглеводнів [5]. Процес каталітичного риформінгу проходить у три основні етапи: гідроочищення, каталітичного риформінгу, деетанізації і стабілізації каталізату.

На першому етапі із сировини видаляються сірчані та азоткислотовмісні сполуки. На другому етапі проходить ароматизація сировини на платиноренієвому каталізаторі. На третьому етапі каталізат потрапляє в колону стабілізації, де відділяється від вуглеводних газів.

Опис процесу та збір необхідних даних. У представленій роботі більш детально проведено обстеження блоків гідроочищення, деетанізації і стабілізації каталізату (рис. 1).

Сировина – прямогінний бензин з промпарку через фільтр Ф-1 надходить на прийом сировинних насосів Н-1, Н-2 і під тиском до 4,9 МПа подається у фільтр Ф-2, а потім у трійник змішання з водневмістним газом, який циркулює від компресорів ПК-1 (2).

Свіжий водневмістний газ надходить з викидів циркуляційних компресорів риформінгу ПК-3, 4 в лінію викиду циркуляційних компресорів гідроочищення або з викидів ПК-3, 4 на прийом ПК-1 (2).

Суміш сировини і водневмістного газу подається в міжтрубний простір чотирьох послідовно розташованих теплообмінників Т-1/1, Т-1/2, Т-1/3, Т-1/4, в яких нагрівається до температури 50 °С і далі надходить в піч П-1.

З печі П-1 газосировинна суміш з температурою 300–350 °С направляється в реактор Р-1. У реакторі Р-1 на алюмокобальтмолібденовому каталізаторі у присутності водню відбувається гідроочистка сировини.

З реактора Р-1 газопродуктова суміш під тиском 2,5–4 МПа і температурою 300–350 °С поступає в якості теплоносія в ребойлер Т-3,

відпарної колони К-1. У підігрівачі Т-3 суміш гідрогенізатів з газом охолоджується до температури 240–305 °С. Далі суміш проходить трубний простір теплообмінників Т-1/4, Т-1/3, Т-1/2, Т-1/1, охолоджується до температури 150 °С, суміш надходить в повітряні холодильники ХВО-101/1,2 і ХВО-201/1,2, охолоджується до температури 115 °С. Після охолодження суміш надходить у сепаратор високого тиску С-1. У сепараторі С-1 газ відокремлюється від рідини і направляється на охолодження до 35 °С в холодильник Х-1, після чого поступає в абсорбер К-2. Водневмістний газ з абсорбера К-2 подається в сепаратор С-5 і далі на прийом циркуляційних компресорів ПК-1 (2), з яких знову направляється у трійник змішання з сировиною.

Рідка фаза з сепаратора С-5 через клапан-регулятор скидається у факельний трубопровід установки або направляється до колони К-3. Рідка фаза з К-2 скидається в лінію нестабільного гідрогенізату з С-1 в Т-2, 2а. Рідка фаза, з частково розчиненими в ній газами, знизу сепаратора С-1 через теплообмінники Т-2, 2а надходить у колону К-1.

При температурі низу до 270 °С і тиску до 1,4 МПа в К-1 здійснюється стабілізація гідрогенізатів до залишкового вмісту сумарної сірки у ньому не вище 0,00005 % по масовій частці і, відпарювання води.

Парогазова суміш зверху колони К-1 з температурою до 150 °С проходить повітряний холодильник ХВО-202, конденсатор-холодильник ХК-1 або ХК-1а, в яких частково конденсується і охолоджується до температури 45 °С, і надходить у сепаратор С-2.

Рідка фаза – легкий бензин, з сепаратора С-2 направляється в К-6, каталізатор або в лінію головки з блоку вторинної перегонки бензинів установки АВТ-2. Віддалена від бензину вода знизу сепаратора С-2 скидається в лінію № 29.

Вуглеводневий газ зверху сепаратора С-2 направляється в абсорбер К-3. Тиск у системі К-1, ХК-1, 1а, С-2 підтримується постійним. Вуглеводневий газ зверху абсорбера К-3 прямує до фракціонуючого абсорберу К-6 відділення деетанізації каталізата або в паливну лінію установки. Рідка фаза з К-3 направляється в ємність Е-5.

Звільнений від H_2S і води гідрогенізатор, знизу відпарної колони К-1, через підігрівач Т-3 з температурою до 270 °С направляється в міжтрубний простір теплообмінників Т-2, 2а, звідки надходить у

холодильник повітряного охолодження ХВО-112/1,2, а потім – на прийом насосів риформінгу Н-3, Н-4.

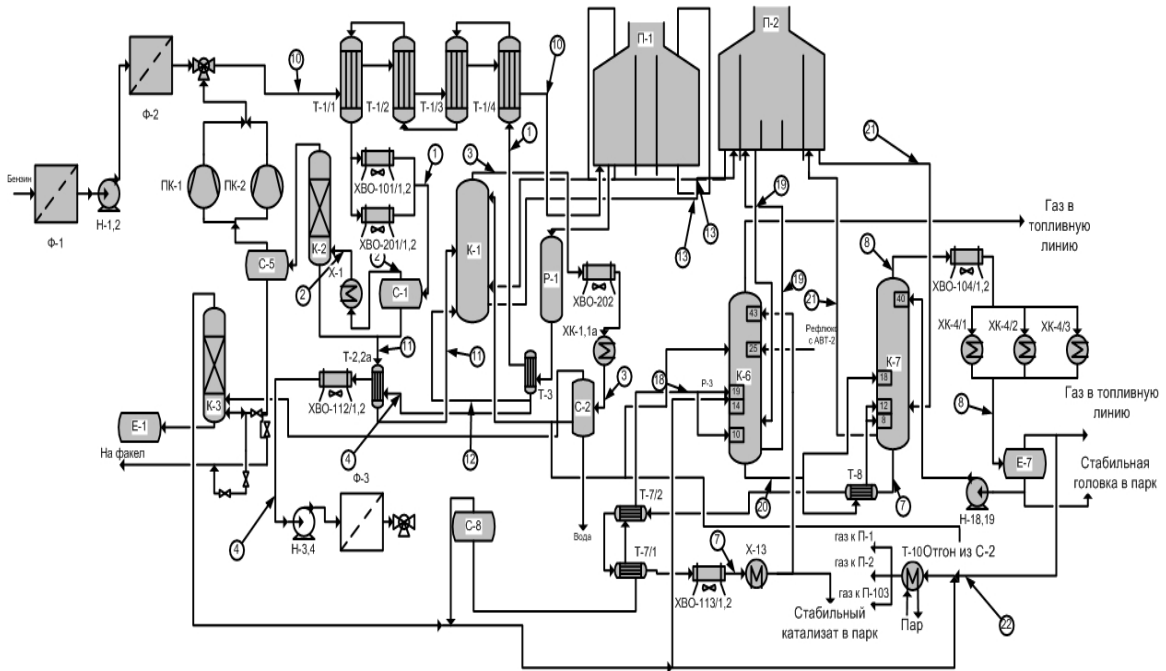


Рис. 1. Блоки гідроочищення сировини та деетанізації і стабілізації каталізатора технологічної схеми установки Л-35-11/600

Вуглеводневий газ зверху сепаратора С-8 прямує разом з вуглеводневим газом абсорбера гідроочистки К-3 до фракціуючого абсорбера К-6 на 14-у тарілку. Схемою передбачена можливість подачі газу з сепаратора С-8 у випарну колону К-1 для поліпшення умов випарювання в К-1. Знизу сепаратора С-8 нестабільний каталізатор направляється в міжтрубний простір теплообмінників Т-7/1, Т-7/2, де за рахунок теплообміну зі стабільним каталізатором, нагрівається до температури 150 °С і потрапляє на 10-у тарілку абсорбера К-6.

Частина нестабільного каталізатору знизу С-8, в якості абсорбенту, подається на 19-у тарілку фракціуючого абсорбера К-6. На 25-у тарілку в К-6 подається рефлюкс зі стабілізатора К-4 установки АВТ-2.

У фракціуючому абсорбері К-6, який являє собою вертикальний циліндричний апарат з 48-у 8-подібними тарілками при тиску 0,8 – 0,2 МПа та температурою низу колони 110–160 °С і верху 28–40°С відбувається деетанізація нестабільного каталізатора.

Одночасно з вуглеводневого газу, який потрапляє з К-3 в К-6, абсорбуються вуглеводні від С-3 і вище. Зверху абсорбера К-6 «сухий газ» потрапляє на газову гребінку установки чи в паливну мережу підприємства.

Постійна кількість деетанізованого нестабільного бензину знизу абсорбера К-6 (каталізатор) прокачується через піч П-2 (конвекційна частина) і з температурою до 225 °С входить в нижню частину К-6 для підтримання в ній температури.

Балансовий надлишок нестабільного каталізатору знизу колони К-6 закачується через теплообмінник Т-8, підігрівається до 185–195 °С і прямує на 8, 12 тарілки К-7. Частина балансового надлишку по окремій лінії поступає на 18-ю тарілку К-7, мимо теплообмінника.

В колоні К-7 відбувається стабілізація каталізатору при двох режимах: дебутанізація – температура верху 56–60 °С, температура низу 180–230 °С та тиск 1,0–1,2 МПа; депропанізація – температура верху 50–78 °С, температура низу 180–235 °С та тиск 1,4–1,65 МПа.

Верхній продукт колони К-7, стабільна «головка» проходить через ХПО-104/1,2 і конденсатори-холодильники ХК-4/1,2,3, де конденсується і охолоджується до температури 35 °С, після чого потрапляє до ємкості Е-7. Відділившись в Е-7 газ прямує в паливну лінію установки.

Стабільна головка знизу ємкості Е-7 потрапляє на отримання центробіжних насосів Н-18, Н-19, які подають постійну кількість стабільної (в якості зрошення) у верхню частину колони К-7, а балансовий надлишок по рівню Е-7 відкачують у товарний парк.

Підігрів низу колони К-7 здійснюється за рахунок циркуляції через секцію печі П-2 частини стабільного каталізатору, який відбирається знизу колони насосами Н-15, Н-16.

Балансовий надлишок стабільного бензину по рівню в колоні К-7 потрапляє в трубний простір теплообмінників Т-8, Т-7/2, Т-7/1. а потім направляється в холодильник повітряного охолодження ХПО-113/1,2, холодильник Х-13, де охолоджується до температури 35–45 °С і скидається до товарного парку.

Використовуючи результати вивчення технологічної схеми, регламенту, було складено таблицю потокових даних (Таблиця).

Таблица

Система потоков для анализа энергоспоживания блоков гидроочистки сировини, деетанізації та стабілізації каталізатору установки каталітичного ріформінгу Л-35-

11/600

№	Назва потоку	тип	T_s , °C	T_T , °C	G , т/ч	CP , кВт/К	α , кВт/ (м ² ·К)	ΔH , кВт	CP , кВт/К
1	Нестабильный гидрогенизат из Р-1	гор	309	250	56,22	59,33	0,28	12216,9	50,69
			250	200		54,11			
			200	150		49,43			
			150	100		44,67			
			100	68		40,81			
2	Газ из С-1	гор	68	22	6,68	4,68	0,06	215,22	4,68
3	Охлаждение паров К-1	гор	93	50	13,91	9,74	0,02	816,14	14,84
3,2			50	50			1		
3,3			50	38		8,97	0,4		
4	Стабильный гидрогенизат из К-1	гор	210	150	46,77	44,26	0,1	3896,69	41,45
			150	116		36,51			
5	Стабильный катализат из К-7	гор	177	150	40,24	33,18	0,6	4303,60	28,13
			150	100		30,12			
			100	50		26,07			
			50	24		23,00			
6	Охлаждение паров К-7	гор	57	35	17,29	12,10	0,02	681,80	25,25
6,2			35	35			1		
6,3			35	30		11,06	0,1		
7	Сырье гидроочистки	хол	42	100	56,22	39,58	0,28	13261,16	-49,48
			100	150		44,65			
			150	200		49,40			
			200	250		54,07			
			250	310		59,33			
8	Загрузка К-1	хол	68	106	49,95	35,44	0,1	1346,93	35,44
9	Ребойлер К-1	хол	210	210	34,01		0,12	2551,37	0
10	Горячая струя К-1	хол	206	211	81,69	82,54	0,6	412,68	82,53
11	Загрузка К-6	хол	38	130	32,00	21,32	0,6	1961,29	21,32
12	Горячая струя К-6	хол	130	154	22,59	17,65	0,6	423,61	17,65
13	Загрузка К-7	хол	128	150	41,42	32,19	0,6	708,35	32,19
14	Горячая струя К-7	хол	177	233	41,41	37,62	0,6	2106,94	37,62
15	Газ к печам	хол	23	144	2,98	2,08	0,06	252,09	2,083

У цій таблиці представлені такі характеристики потоків як: початкова та кінцева температури, витрата потоку, теплота пароутворення, потокова теплоємність, теплове навантаження і коефіцієнт тепловіддачі.

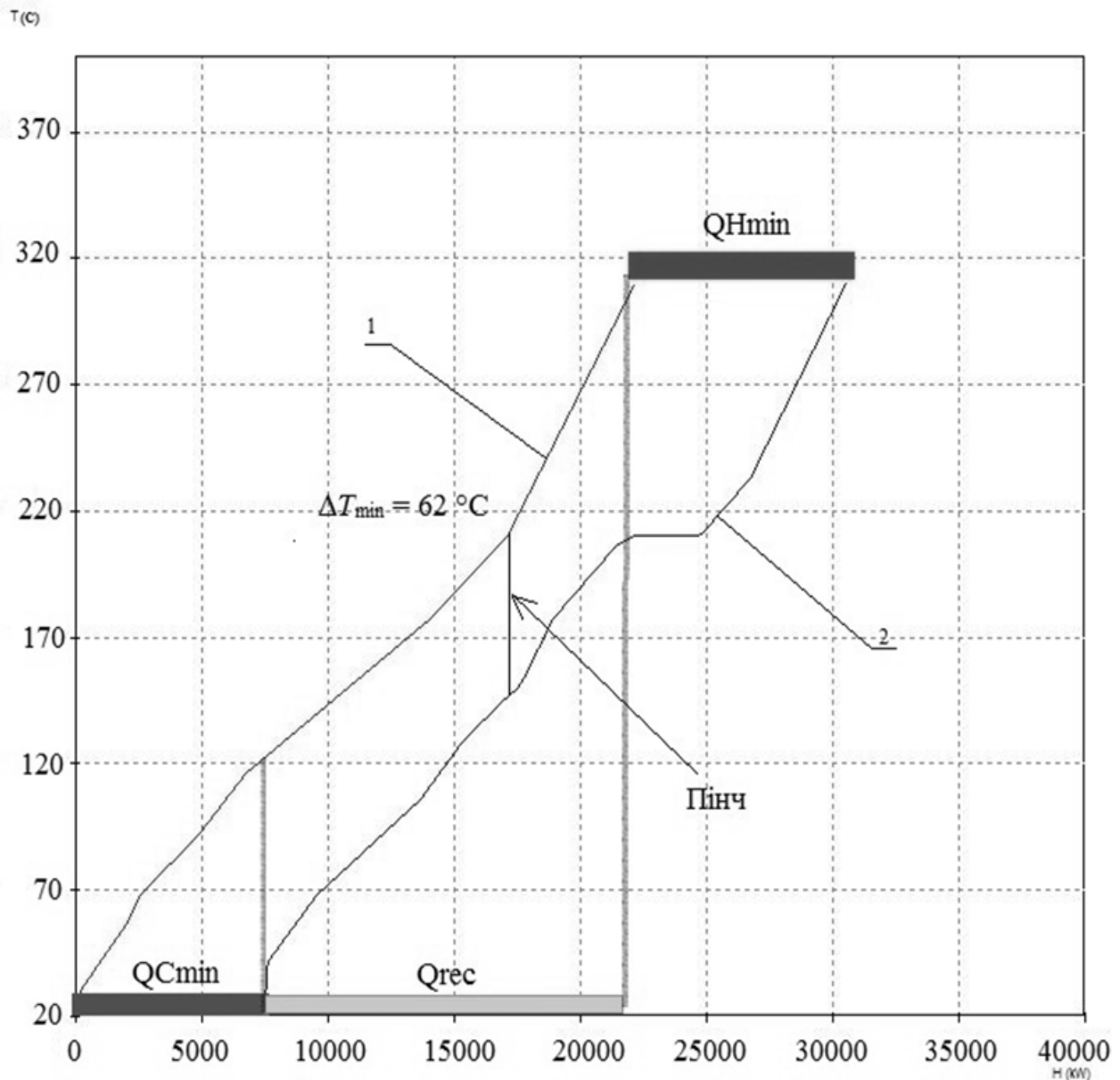


Рис. 2. Складові криві існуючого процесу гідроочищення сировини: 1 – складова крива гарячих потоків; 2 – складова крива холодних потоків; Q_{Hmin} , Q_{Cmin} , Q_{rec} – потужність, яка споживається гарячих утиліт, холодних утиліт і потужність рекуперації. $Q_{Hmin} = 8,5$ МВт, $Q_{Cmin} = 7,8$ МВт, $Q_{rec} = 15$ МВт

На підставі обстеження технологічної схеми була побудована сіткова діаграма, були визначені теплообмінні зв'язки між технологічними потоками. А також була розрахована потужність рекуперації теплоти, яка склала 15 МВт. [6, 7]. За допомогою таблиці потокових даних в програмному забезпеченні «Hint» були побудовані складові криві. Складові криві розташовуються на температурно-ентальпійній діаграмі таким чином, щоб потужність рекуперації становила 15 МВт (рис. 2). За складовими кривими визначаємо корисне мінімальне значення гарячих і холодних утиліт, що становить 8,5 МВт для гарячих утиліт і 7,8 МВт для холодних утиліт. Крім усього іншого складові криві дозволяють визначити ΔT_{\min} для існуючої системи теплообміну, яке в існуючому проекті становить 62 °С.

Висновки і перспективи подальшого розвитку даного напрямку.

В результаті проведеного дослідження технологічної схеми блоків гідроочищення сировини та деетанізації і стабілізації каталізатору були екстраговані необхідні потокові дані. У майбутньому ці результати послужать основою для інтеграції існуючого процесу та розрахунку енергоефективності процесу.

Список літератури: 1. Смит Р. Основы интеграции тепловых процессов / Р. Смит, Й. Клемеш, Л. Л. ТОВАЖНЯНСКИЙ, П. А. Капустенко, Л. М. Ульев. – М, 2004. – 458 с. 2. Мешалкин В.П. Основы теории ресурсосберегающих химико-технологических систем. Учебное пособие / В.П. Мешалкин, Л.Л. ТОВАЖНЯНСКИЙ, П.А. Капустенко / – Харьков: НТУ «ХПИ», – 2006. – 412 с. 3. Дови В.Г. Основы экономии ресурсосберегающих интегрированных хими-ко-технологических систем и окружающей среды / В.Г. Дови, Л. Пуйджанер, Р. Смит, В.П. Мешалкин / DICHER, Universita degli Studi di Genova, Italy, 1999. – 444р. 4. ТОВАЖНЯНСКИЙ Л.Л. Теплоэнергетическая интеграция химико-технологических процессов – инструмент энергосбережения и уменьшение вредных выбросов / Л.Л. ТОВАЖНЯНСКИЙ, Л.М. Ульев // Матеріали III Українського екологічного конгресу – К: Центр екологічної освіти та інформації, – 2009, с. 193–197. 5. Лефлер У. Переработка нефти – М.: ЗАО «Олимп-Бизнес», 2004. – 224с. 6. Nordman R. New process integration methods for heat – saving retrofit projects in industrial systems. Chalmers University of Technology. Goteborg, Sweden. – 2005. – 77 p. 7. ТОВАЖНЯНСКИЙ Л.Л. Алгоритм построения составных кривых технологических процессов для определения энергетической эффективности предприятий / Л.Л. ТОВАЖНЯНСКИЙ, П.А. Капустенко, Л.М. Ульев, Б.Д. Зулин // Междунар. конф. «Математические методы в химии и химической технологии», ММХ-10. Тезисы докладов. Тула. – 1996. – с. 74–75.

Поступила в редколлегию 21.07.12