

УДК 658.26:665.63:338.45

Ульєв Л.М., Нечипоренко Д.Д.

ЭНЕРГОСБЕРЕГАЮЩИЙ ПОТЕНЦИАЛ ПРОЦЕССА ГИДРООЧИСТКИ НА УСТАНОВКЕ КАТАЛИТИЧЕСКОГО РИФОРМИНГА

Введение. Не смотря на то, что в Украине приняты и действуют Закон "Об энергосбережении", целый ряд ГОСТов в области энерго- и ресурсоиспользования, работает Государственный Комитет по энергосбережению, в стране сохраняется тенденция к росту энергоемкости продукции, которая появилась в Украине после экономического спада 1989 г. Даже в сравнении со странами СНГ и другими странами с переходной экономикой, этот показатель остается выше.

В 1987 г. энергоемкость внутреннего валового продукта (ВВП) Украины составляла 1,53 кг.у.т./дол. Это значительно превышало данный показатель ведущих стран мира (США – 0,81 кг.у.т./дол., Германия – 0,49 кг.у.т./дол., Великобритания – 0,47 кг.у.т./дол., Франция – 0,32 кг.у.т./дол.). За 20 лет этот показатель в Украине снизился и в 2006 г. составил 0,89 кг.у.т./дол. Снижение произошло за счет уменьшения производства. В Германии за этот период энергоемкость ВВП уменьшилась до 0,19.

Существуют другие методики оценки энергоэффективности экономики. Например, по потреблению единиц нефтяного эквивалента на 1 доллар продукции с учетом паритета реальной покупательной способности. Для Украины этот показатель составляет 0,50 кг нефтяного эквивалента на 1 доллар. Среднее значение этого показателя в мире составляет 0,21 кг.н.э./дол., в Дании – 0,13 кг.н.э./дол., Великобритании – 0,14; ФРГ, Японии, Франции – 0,16; США – 0,22; России – 0,49 кг.н.э./дол. [1].

По этой методике отставание энергоэффективности экономики Украины от ведущих стран мира менее существенно, но все равно по энергоемкости ВВП в 2,5 раза выше.

Неэффективное внутренне потребление топливно-энергетических ресурсов требует значительного их импорта – более 50 %. В связи с последним увеличением цен на импортный газ возросло и внимание к проблемам энергоэффективности.

Нефтяная и нефтехимическая отрасли промышленности Украины являются одними из самых более энергоемких производств, и уровень энергозатрат в значительной степени влияет на себестоимость готовой продукции [2].

Наиболее энергоемкими в вышеперечисленных отраслях промышленности являются процессы гидрокрекинга, каталитического крекинга и риформинга, коксования, производства масел.

Снижение удельного энергопотребления можно достичь путем модернизации отдельных систем производства, установок и заводов в целом, а также совершенствованием отдельных производственных операций.

Литературные данные, опубликованные в различных источниках [3–9], говорят, что применение пинч-анализа в среднем приводит к снижению стоимости потребляемой энергии на (30–50) % и значительно снижаются капитальные затраты при создании новых предприятий.

Поэтому применение методов теплоэнергетической интеграции практически на всех установках нефте- и газоперерабатывающих заводах, построенных во времена относительно дешевых энергоносителей, приведет к значительному снижению удельного энергопотребления.

В данной работе анализируется энергопотребление на установке каталитического риформинга Л-35-11/600.

Экстракция технологических данных. Установка каталитического риформинга Л-35-11/600 предназначена для переработки широкой фракции прямогонного бензина с температурой 85–180 °С методом каталитического риформирования с целью получения компонентов бензина с октановым числом по моторному методу 78–85 пунктов.

Привязка установки осуществлена институтом ВНИИПКнефтехим г.Киева, в настоящее время Укрнефтехимпроект. Генеральный проектировщик – АО «Укрнефтехимпроект» г. Киев.

Установка каталитического риформинга состоит из шести отделений:

- блока гидроочистки сырья;
- блока каталитического риформинга;
- блока деэтанзации и стабилизации катализата;
- узла приготовления и подачи хлорорганики;
- узла осушки водородосодержащего газа риформинга;
- узла газгольдеров водородосодержащего газа.

Для того чтобы выполнить пинч-проектирование установки целиком необходимо провести пинч-диагностику и выполнить пинч-проектирование для всех блоков установки [4].

В представленной работе более детально проведено обследование блока гидроочистки сырья.

Гидроочистка – это процесс удаления из сырья сернистых и азоткислородосодержащих соединений.

Блок гидроочистки сырья установки Л-35-11/600 состоит из отпарной колонны К-1, где происходит стабилизация гидрогенизатов и отпаривание воды, реактора гидроочистки Р-1, где на алюмокобальтмолибденовом катализаторе происходит гидроочистка сырья, абсорбера К-2 очистки циркулирующего газа гидроочистки, абсорбера К-3 очистки углеводородного газа, а также теплообменных аппаратов.

Используя данные технологического регламента и литературные и справочные данные, а также интервьюирование технологов и проектировщиков, были установлены параметры технологических потоков, которые могут быть включены в интеграцию.

Поток № 1 – нестабильный гидрогенизат с Р-1. Выходит из реактора Р-1, охлаждается и направляется в сепаратор С-1. $T_S = 309\text{ °C}$, $T_T = 68\text{ °C}$, $G = 56\text{ т/ч}$.

Поток № 2 – водородосодержащий газ гидроочистки. Направляется с С-1 на компрессоры гидроочистки. $T_S = 68\text{ °C}$, $T_T = 22\text{ °C}$, $G = 6,7\text{ т/ч}$.

Поток № 3 – пары верха К-1. Охлаждаются и направляются из колонны К-1 в сепаратор С-2. $T_S = 93\text{ °C}$, $T_T = 38\text{ °C}$, $G = 14\text{ т/ч}$.

Поток № 4 – стабильный гидрогенизат. Выходит с низа колонны К-1, охлаждается и направляется в тройник смешения риформинга. $T_S = 210\text{ °C}$, $T_T = 116\text{ °C}$, $G = 47\text{ т/ч}$.

Поток № 5 – сырье гидроочистки. Газосырьевая смесь направляется в реактор Р-1 на гидроочистку. $T_S = 42\text{ °C}$, $T_T = 310\text{ °C}$, $G = 56\text{ т/ч}$.

Поток № 6 – загрузка К-1. Направляется из сепаратора С-1 в колонну К-1. $T_S = 68\text{ °C}$, $T_T = 106\text{ °C}$, $G = 50\text{ т/ч}$.

Поток № 7 – подогрев низа К-1. Проходит через ребойлер Т-3. $T = 210\text{ °C}$, $G = 34\text{ т/ч}$.

Поток № 8 – Горячая струя К-1. Выход из колонны К-1 подогревается в печи П-2 и возвращается обратно в колонну. $T_S = 206\text{ }^\circ\text{C}$, $T_T = 211\text{ }^\circ\text{C}$, $G = 82\text{ т/ч}$.

Поток № 9 – газ в печи П-1. Технологический газ риформинга используется как топливо печей. $T_S = 23\text{ }^\circ\text{C}$, $T_T = 144\text{ }^\circ\text{C}$, $G = 3\text{ т/ч}$.

Оборотная вода. Охлаждающая вода оборотного цикла. $T = 14\text{--}16\text{ }^\circ\text{C}$, $G = 1150\text{ т/ч}$.

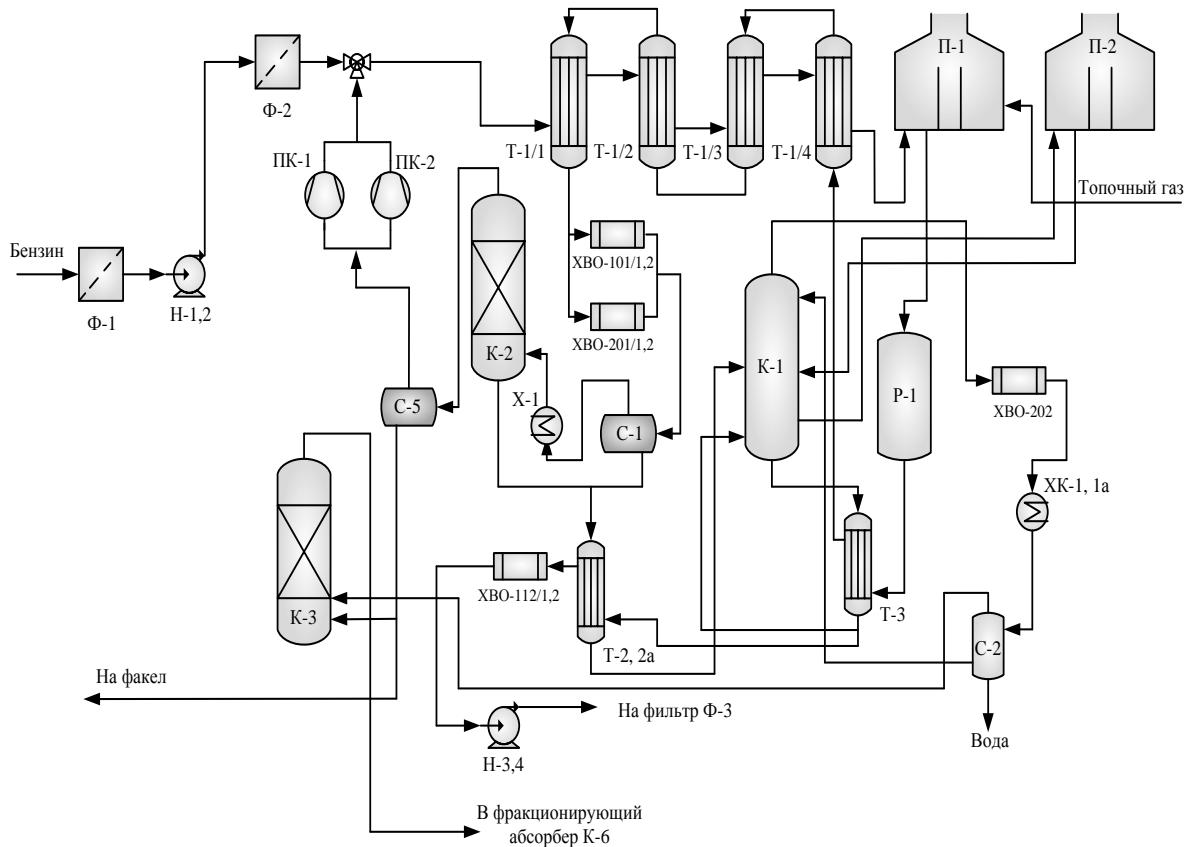


Рисунок 1 – Блок гидроочистки сырья технологической схемы установки Л-35-11/600

К-1 – отпарная колонна; К-2 – абсорбер очистки циркулирующего газа гидроочистки;

К-3 – абсорбер очистки углеводородного газа; Н – насосы П-1 – печь риформинга и гидроочистки; ПК – компрессоры; Р-1 – реактор гидроочистки; С – сепараторы; Т-1/1 – Т-1/4 – кожухотрубчатые теплообменники; Х – кожухотрубчатые холодильники ХВО – холодильники воздушного охлаждения; ХК – кожухотрубчатые конденсаторы;

Ф – фильтры, Е – емкости

Используя результаты изучения технологической схемы, регламента, составим таблицу потоковых данных, необходимых для определения тепловой мощности потребляемой предлагаемым процессом гидроочистки сырья (таблица 1).

В целом, в распоряжении есть 4 горячих технологических потоков и 5 холодных технологических потоков с определенными потоковыми данными.

Для дальнейшего анализа необходимо определить величину мощности рекуперации в существующем процессе [6].

Определение энергосберегающего потенциала. Построим популяцию горячих и холодных технологических потоков по таблице 1 на сеточной диаграмме согласно с

температурными интервалами в которых расположены исследуемые потоки. Сеточная диаграмма существующей сетки теплообмена показана на рисунке 2.

По измеренным температурам технологических потоков и их потоковым теплоемкостям определяем нагрузку каждого из рекуперативных теплообменников.

Таблица 1 – Система потоков для анализа энергопотребления блока гидроочистки сырья установки Л-35-11/600

	Название потока	тип	$T_s, ^\circ\text{C}$	$T_t, ^\circ\text{C}$	$G, \text{т/ч}$	$r, \text{кДж/кг}$	$CP, \text{кВт/К}$	$\Delta H, \text{кВт}$	$\alpha, \text{кВт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$
1	Нестабильный гидрогенизат из Р-1	гор	309	250	56,224		59,33	3500,71	0,28
			250	200	56,224		54,11	2705,48	0,28
			200	150	56,224		49,43	2471,50	0,28
			150	100	56,224		44,67	2233,36	0,28
			100	68	56,224		40,81	1305,85	0,28
2	Газ из С-1	гор	68	22	6,684		4,68	215,22	0,06
3.1	Охлаждение паров К-1	гор	93	50	13,91		9,74	418,69	0,02
3.2	Конденсация паров К-1	гор	50	50	13,91	75		289,79	1
3.3	Охлаждение конденсата пара К-1	гор	50	38	13,91		8,97	107,66	0,4
4	Стабильный гидрогенизат из К-1	гор	210	150	46,771		44,26	2655,43	0,1
			150	116	46,771		36,51	1241,26	0,1
5	Сырье гидроочистки	хол	42	100	56,224		39,58	2295,46	0,28
			100	150	56,224		44,65	2232,61	0,28
			150	200	56,224		49,40	2470,09	0,28
			200	250	56,224		54,07	2703,41	0,28
			250	310	56,224		59,33	3559,59	0,28
6	Загрузка К-1	хол	68	106	49,95		35,45	1346,93	0,1
7	Ребойлер К-1	хол	210	210	34,018	75		2551,37	0,12
8	Горячая струя К-1	хол	206	211	81,697		82,54	412,68	0,6
9	Газ к печам	хол	23	144	2,9764		2,08	252,10	0,06

После определения и суммирования тепловых нагрузок всех теплообменных аппаратов получена мощность рекуперации, равная примерно 12 МВт.

Горячие утилиты в процессе, который мы рассматриваем, составляют величину 5,68 МВт, а холодные утилиты – 4,99 МВт.

Используя данные из табл. 1 и сеточной диаграммы (рис. 2), строим на энтальпийно-температурной диаграмме горячую и холодную составные кривые выбранной системы технологических потоков [7–9]. Расположение кривых должно быть таким, чтобы интервал перекрытия между ними составлял рассчитанную величину рекуперации мощности, как показано на рис. 3.

Для разработки теплообменной сетки необходимо будет создать новую теплообменную сетку, используя основные принципы пинч-проектирования теплообменных систем. Для этого сначала необходимо определить ΔT_{\min} для теплообменной сети, которую будем создавать, и определить удельные стоимости теплообменной поверхности для каждого технологического потока, который включается в интеграцию.

Проекция горячей составной кривой на энтальпийную ось равна значению 4,99 МВт – это та мощность, которую необходимо отвести от процесса для возможности его функционирования.

Проекция холодной составной кривой на энтальпийную ось составляет величину 5,68 МВт – это та полезная мощность, которую необходимо подвести к установке для осуществления процесса.

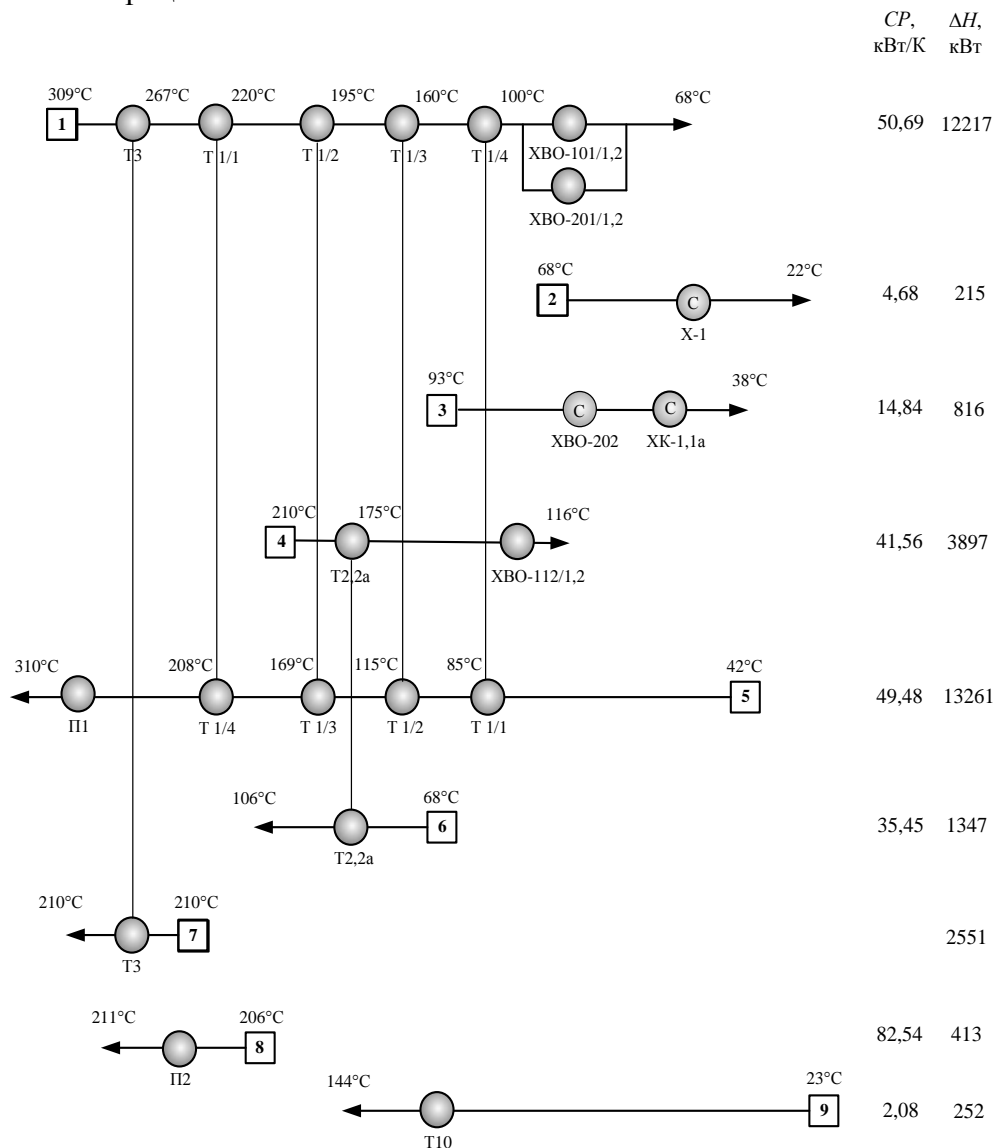


Рисунок 2 – Существующая в настоящее время система теплообмена блока гидроочистки сырья установки Л-35-11/600

1–4 – горячие потоки; 5–9 – холодные потоки; CP – потоковая теплоемкость; ΔH – тепловые нагрузки для каждого потока

Наименьшее расстояние между кривыми по оси ординат – температурной оси показывается областью пинча выбранной системы технологических потоков. В нашем случае пинч локализуется на температурах: $T_{H\text{ pin}} = 261\text{ }^\circ\text{C}$, $T_{C\text{ pin}} = 206\text{ }^\circ\text{C}$ Разница температур в области пинча равна $\Delta T_{\text{min}} = 55\text{ }^\circ\text{C}$

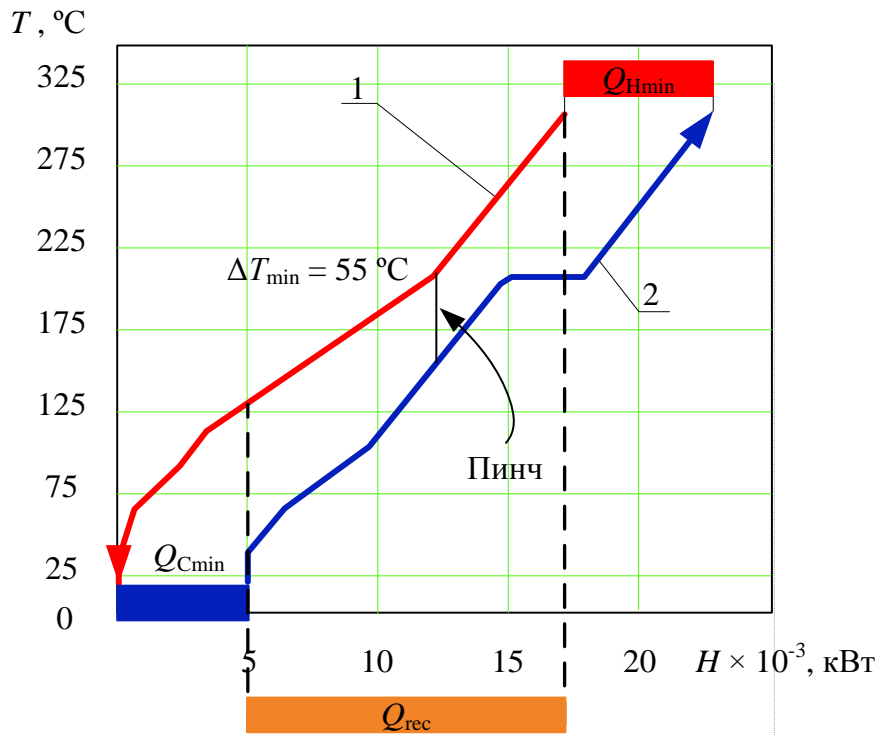


Рисунок 3 – Составные кривые существующего процесса гидроочистки сырья
 1 – составная кривая горячих потоков; 2 – составная кривая холодных потоков;
 Q_{Hmin} , Q_{Cmin} , Q_{rec} – потребляемая мощность горячих утилит, холодных утилит
 и мощность рекуперации
 $Q_{Hmin} = 5,68$ МВт, $Q_{Cmin} = 4,99$ МВт, $Q_{rec} = 12,21$ МВт

Для снижения энергопотребления в химико-технологической системе (ХТС) необходимо уменьшение минимальной разности температур ΔT_{min} между теплоносителями в теплообменных аппаратах. Это достигается путем сближения составных кривых вдоль энтальпийной оси.

Для того, чтобы экономически оптимально интегрировать рассматриваемый процесс, нам необходимо выяснить наиболее важные экономические значения, существенно влияющие на приведенную стоимость выполненного проекта.

Стоимость горячих утилит, использованных в процессе, примем равной 258 долл. США за 1 кВт год, с учетом того, что в году 8000 рабочих часов.

Стоимость холодных утилит принимаем на порядок меньшей, то есть 0,1 стоимости горячих утилит, что дает значения 25,8 долл. США за 1 кВт год.

Используя цены на теплообменное оборудование, полученные от его производителей, можно еще до выполнения проекта реконструкции оценить необходимые капиталовложения и срок их окупаемости [8]. Итак капитальную стоимость одного теплообменного аппарата можно определить выражением:

$$\text{Кап.стоимость} = A_T + B_T (S)^c,$$

где $A_T = 5000$ долл. США – стоимость установки одного теплообменного аппарата, для пластинчатых теплообменных аппаратов $A_T = 5000$ долл. США; B_T – коэффициент,

эквивалентной стоимости 1 м^2 площади поверхности теплообмена, для кожухотрубчатых теплообменных аппаратов $B_T = 500$, для пластинчатых $B_T = 800$; S – площадь поверхности теплообмена теплообменного аппарата; c – коэффициент, отражающий нелинейную зависимость стоимости теплообменника от величины его поверхности теплообмена. Для кожухотрубчатых теплообменников, как правило, $c = 0,87$.

Будем считать, что для выполнения проекта предприятие берет в банке кредит сроком на 5 лет с 10 % кредитной ставкой.

Расчет дисконтированных величин стоимостей проекта процесса гидроочистки сырья позволяет определить значение минимальной разности температур между теплоносителями в будущей системе рекуперации тепловой энергии с учётом существующего теплообменного оборудования, $\Delta T_{\min} \approx 8^\circ \text{C}$ (рис. 4).

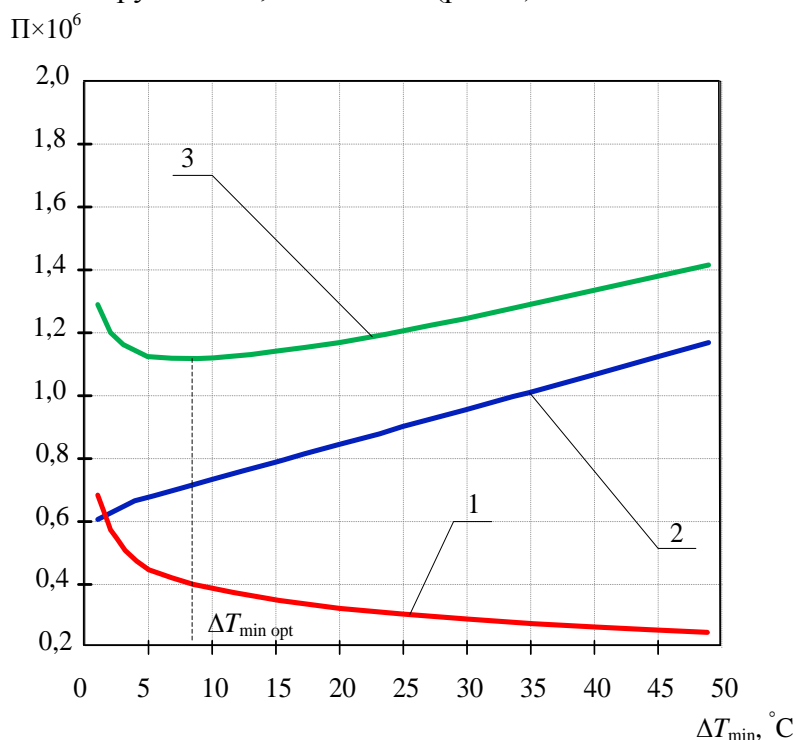


Рисунок 4 – Зависимость приведенной стоимости от ΔT_{\min}
 1 – инвестиции в оборудование; 2 – энергия; 3 – общая стоимость
 $\Delta T_{\min, \text{opt}} \approx 8^\circ \text{C}$

Более детальный анализ области локализации ΔT_{\min} показывает нам, что величина общей дисконтированной стоимости проекта в диапазоне изменения $\Delta T_{\min} \in 5 \dots 10^\circ \text{C}$ меняется незначительно (рис. 4).

Это означает, что процесс гидроочистки сырья, выполненный с системой теплообмена при ΔT_{\min} выбранном из интервала $5 \dots 10^\circ \text{C}$ будет работать в экономически оптимальном режиме.

Поэтому построим составные кривые для $\Delta T_{\min} = 8^\circ \text{C}$ (рис. 5).

Мы видим, что пинч локализуется на температуре для горячих потоков, равной 214°C , и соответственно для холодных потоков – 206°C . Составные кривые показывают, что при достижении $\Delta T_{\min} = 2^\circ \text{C}$ исчезают холодные утилиты, горячие утилиты при этом приобретают значение равное $Q_{\text{Hmin}} = 3,3 \text{ МВт}$, что на 58 % меньше, чем про-

цесс получает от утилитной системы в настоящее время. Значение холодных утилит составляет $Q_{Cmin} = 2,6$ МВт что на 52 % меньше, чем процесс получает от утилитной системы в настоящее время.

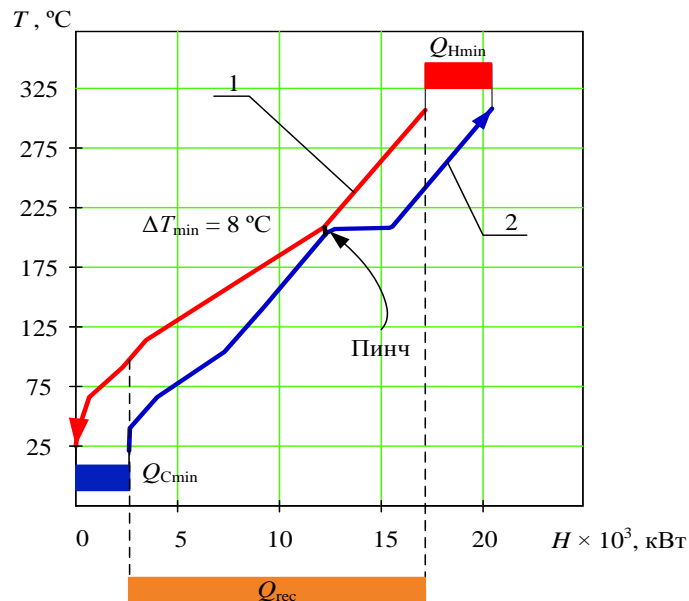


Рисунок 5 – Составные кривые процесса гидроочистки сырья, построенные для $\Delta T_{min} = 8$ °С
 1 – составная кривая горячих потоков; 2 – составная кривая холодных потоков;
 Q_{Hmin} , Q_{Cmin} , Q_{rec} – потребляемая мощность горячих утилит, холодных утилит и мощность рекуперации
 $Q_{Hmin} = 3,3$ МВт, $Q_{Cmin} = 2,6$ МВт, $Q_{rec} = 14,2$ МВт

Мощность рекуперации тепловой энергии в интегрированной системе с $\Delta T_{min} = 8$ °С достигнет значения $Q_{rec} = 14,2$ МВт. Таким образом, с помощью углубления теплоэнергетической интеграции в процессе гидроочистки сырья на установке Л-35-11/600 можно уменьшить энергопотребление на 1,99 МВт.

Заключение. В результате обследования процесса гидроочистки сырья на установке переработки нефти Л-35-11/600 были выявлены недостатки существующей теплообменной системы, которые приводят к увеличению энергопотребления. Достигнута минимальная разность температур между холодной и горячей составными кривыми, что позволяет уменьшить энергопотребление на установке на 1,99 МВт, по сравнению с существующей.

Литература

1. Состояние энергоэффективности в Донецкой области (Электронный ресурс) / А.С. Киричок // Электронный журнал энергосервисной компании «Экологические системы»– 2007.– №6.– Режим доступа к публикации <http://www.escoecosys.narod.ru/journal/journal66.htm>.
2. Уильям Д. Леффлер. Переработка нефти / Уильям Д. Леффлер. М.: ЗАО «Олимп-Бизнес». 2004. – 223 с.
3. ТОВАЖНЯНСКИЙ Л.Л. Интеграция тепловых процессов на установке первичной переработки нефти АВТ А12/2 при работе в зимнее время / Л.Л. ТОВАЖНЯНСКИЙ, П.А.

Капустенко, Л.М. Ульєв, С.А. Болдырев, М.В. Тарновский // Теорет. основы хим. технологии. 2009. –Т. 43, –№6. –С. 665–676.

4. Смит Р. Основы интеграции тепловых процессов / Р. Смит, Й. Клемеш, Л.Л. ТОВАЖНЯНСКИЙ, П.А. Капустенко, Л.М. Ульєв. – Харьков: ХГПУ, 2000. – 457 с.

5. Plesu V. Catalytic, reforming plant simulation for energy saving and rational use of hydrogen / Plesu V., Baetens D., Bumbac G.// 1th Conference on process integration, modeling and optimization for energy saving and pollution reduction. PRES'01. Chemical engineering translations, 2001. – Vol. 2. –p. 489–492.

6. Tovazshneanski L.L. Energy Integration of the Early Crude Oil Unit with Take Into Account Different regime / L.L. Tovazshneanski, P.A. Kapustenko, L.M. Ulyev, S.A. Boldyryev, M.V. Tarnovsky // Chemical Engineering Transaction. – 2005 – Vol. 7. – p. 103–108.

7. ТОВАЖНЯНСКИЙ Л.Л. Построение составных кривых технологических процессов для определения энергетической эффективности предприятий / Л.Л. ТОВАЖНЯНСКИЙ, П.А. Капустенко, Л.М. Ульєв, Б.Д. Зулин, Н.Д. Андрийчук // Материалы междунаучной конференции «Информационные технологии: наука, техника, технология, образование, здоровье», MICROCAD'96. Ч. 1. Харьков. – 1996. – с. 179.

8. Nordman R. New process integration methods for heat – saving retrofit projects in industrial systems / R. Nordman – Chalmers University of Technology. Goteborg, Sweden. – 2005.– 77 p.

9. ТОВАЖНЯНСКИЙ Л.Л. Алгоритм построения составных кривых технологических процессов для определения энергетической эффективности предприятий / Л.Л. ТОВАЖНЯНСКИЙ, П.А. Капустенко, Л.М. Ульєв, Б.Д. Зулин // Междунар. конф. «Математические методы в химии и химической технологии», ММХ-10. Тезисы докладов. Тула. – 1996. – с. 74–75.

УДК 658.26:665.63:338.45

Ульєв Л.М., Нечипоренко Д.Д.

ЕНЕРГОЗБЕРІГАЮЧИЙ ПОТЕНЦІАЛ ПРОЦЕСУ ГІДРООЧИЩЕННЯ НА УСТАНОВЦІ КАТАЛІТИЧНОГО РІФОРМІНГУ

У результаті обстеження процесу гідроочищення сировини на установці переробки нафти Л-35-11/600 були виявлені недоліки існуючої теплообмінної системи, які призводять до збільшення енергоспоживання. Досягнуто мінімальну різницю температур між холодною та гарячою складовими кривими, що дозволяє зменшити енергоспоживання на установці на 1,99 МВт, в порівнянні з існуючою.

Ulyev L.M., Nechiporenko D.D.

ENERGY SAVING POTENTIAL OF HYDRAULIC CLEANING IN THE CATALYTIC REFORMING UNIT

A survey of the hydro resources in the installation of oil refining L-35-11/600 identified shortcomings of the existing heat exchange system, which lead to an increase in energy consumption. Reached a minimum temperature difference between hot and cold composite curves, which reduces power consumption by setting at 1,99 MW, as compared to the existing one.