

Energy Efficient Heat Exchange Network for the Oil Vacuum Distillation Facility

Ved V.E., Ilchenko M.V., Myronov A.N.

National Technical University “Kharkiv Polytechnic Institute”
Kharkiv, Ukraine

Abstract. The work is related to investigation of the possibility of increasing the energy efficiency of the heat-exchange network of a vacuum distillation unit at a delayed coking facility, as well as an applying the economic effect evaluation practices of the implemented integration measures for the enterprise modernization. The purpose of the work is to increase a thermal energy recovery of a chemical-technological system and to reduce a percentage of external heat carriers in the overall energy consumption structure of the refinery. The task is achieved by applying design algorithms of a pinch analysis. The most important result of the work is the proven possibility of reducing the external heat carriers' energy by 1.87 MW and increasing the thermal energy recovery inside the system to 11.26 MW. The significance of the obtained results lies in the fact that the final integrational schemas of heat exchange networks can be used for the actual modernization of the observed manufacture, as well as the considered principles can be adapted by engineers of any other processing industry for the sake of production facilities improvement. The tools of composite curves and grid diagrams are used to determine the energy saving potential of the observed system. The cost curves tools carry out the search of an optimal minimum temperature difference value. Final results are provided in the form of a grid diagram of an integrated heat-exchange system. According to the economic assessment of the implementation effectiveness for developed modernization project, the payback period will not exceed three years.

Keywords: process integration, pinch analysis, composite curves, cost curves, grid diagram, recuperation, energy efficiency heat exchanger, utilities, thermal power.

DOI: 10.5281/zenodo.3562175

Modernizarea eficientă din punct de vedere energetic a rețelei de schimb de căldură a unei unități de distilare în vid într-o unitate de cocsare întârziată

Vedi V.Ye., Ilichenko M.V., Mironov A.N.

Universitatea Tehnică Națională „Institutul Politehnic Harkov”
Harkov, Ucraina

Rezumat. Lucrarea este dedicată studierii posibilității de creștere a eficienței energetice a rețelei de schimb de căldură a unei unități de distilare în vid la o unitate de cocsare întârziată a procesului, precum și aplicării unui mecanism de evaluare a efectului economic privind introducerea de măsurilor privind integrarea modernizarea complexă a întreprinderilor. Scopul lucrării constă în sporirea recuperării energiei termice în sistemul chimico-tehologic și reducerea ponderei lichidelor de răcire externe în structura generală a consumului de energie a rafinării. Problema se soluționează prin aplicarea algoritmilor de proiectare pinci-analiză, care aparține grupului de metode larg cunoscute pentru integrarea proceselor chimico-tehnologice. Cel mai important rezultat al lucrării constă în confirmarea posibilității de a reduce energia lichidelor de răcire externe cu 1,87 MW și de creștere a cantității energiei termice recuperate în sistem până la 11,26 MW. Semnificația rezultatelor obținute constă în faptul, că schemele integrate dezvoltate ale rețelelor de schimb de căldură pot fi utilizate pentru modernizarea efectivă a producției luate în considerare în lucrare, iar principiile prezentate sunt adaptate de către inginerii întreprinderilor industriale ale oricărei alte industrii de prelucrare, pentru a îmbunătăți instalațiile de producție și a reduce semnificativ costul consumului de energie al bugetul intern. Pentru a determina potențialul de economisire a energiei în sistemului examinat, am folosit instrumentele pentru construirea curbelor compozite și a diagramelor de rețea. Rezultatele sunt prezentate sub forma unei diagrame de grilă a sistemului de schimb de căldură integrat al unității de distilare în vid într-o unitate cu viteza redusă de cocsare.

Cuvinte-cheie: integrare a proceselor, pinci-analiză, curbe compozite, curbe de cost, diagrama rețelei, recuperare, eficiență energetică.

**Энергоэффективная теплообменная сеть блока вакуумной перегонки нефти
Ведь В.Е., Ильченко М.В., Миронов А.Н.**

Национальный технический университет «Харьковский политехнический институт»
Харьков, Украина

Аннотация. Работа посвящена изучению возможности повышения энергетической эффективности работы теплообменной сети блока вакуумной перегонки нефти на установке замедленного коксования, а также применению механизма оценочного расчёта экономического эффекта от внедрения мероприятий по интеграционной модернизации предприятия. Цель работы состоит в увеличении рекуперации тепловой энергии в химико-технологической системе и уменьшении доли внешних теплоносителей в общей структуре энергопотребления нефтеперерабатывающего завода. Поставленная задача достигается путём применения проектировочных алгоритмов пинч-анализа, принадлежащего к группе широко известных методов интеграции химико-технологических процессов. Наиболее важным результатом работы является доказанная возможность снижения энергии внешних теплоносителей на 1,87 МВт и повышения величины рекуперации тепловой энергии в системе до 11,26 МВт. Значимость полученных результатов состоит в том, что разработанные интегрированные схемы теплообменных сетей могут быть использованы для фактической модернизации рассмотренного в работе производства, а представленные принципы – адаптированы инженерами промышленных предприятий любой другой перерабатывающей отрасли для совершенствования производственных установок и существенного снижения затрат на энергетические статьи внутреннего бюджета. Базовой методологической основой исследования является пинч-анализ. Для определения потенциала энергосбережения рассмотренной системы использовались инструменты построения составных кривых и сеточных диаграмм. Поиск оптимальной величины минимальной разницы температур производился посредством механизма построения стоимостных кривых. Результаты работы представлены в виде сеточной диаграммы интегрированной теплообменной системы блока вакуумной перегонки на установке замедленного коксования. Согласно данным экономической оценки эффективности внедрения разработанного проекта модернизации, срок его окупаемости при условии сохранения уровня закупочных цен на энергоносители для промышленных предприятий или монотонности изменения общей динамики энергетического рынка не превысит трёх лет.

Ключевые слова: интеграция процессов, пинч-анализ, составные кривые, стоимостные кривые, сеточная диаграмма, рекуперация, энергоэффективность, теплообменник, утилиты, тепловая мощность.

ВВЕДЕНИЕ

Низкая энергетическая эффективность промышленных производств является широко известной проблемой, над которой одновременно работают инженеры во всём мире [1]. Особенно остро она стоит в странах бывшего Советского Союза, где долгие годы не модернизировался промышленный парк и предпринимались недостаточные попытки совершенствовать типовые производственные технологии в сторону снижения удельного энергопотребления. При этом в развитых странах Западной Европы и США активно развивались направления интеграции процессов и возобновляемых источников энергии, которые среди прочего также помогали эффективно решать большое число проблем экологического характера [2, 3].

Нефтеперерабатывающая отрасль является одной из наиболее энергоёмких в сегменте крупнотоннажного производства. И без того большие энергетические потери наряду с устаревшей техникой и нерациональным использованием теплоносителей возрастают многократно. Данный эффект не просто масштабируется со временем и в зависимости

от специфики производства, но и ежегодно продолжает расти линейно, поскольку износ оборудования увеличивается, а передовые энерготехнологии не внедряются. В конечном счёте, всё это оказывает влияние на себестоимость продукции, а потому и на рынок в целом.

В Великобритании и США с 80-х годов XX-го века ведутся работы по неинвазивному совершенствованию крупных химических производств. Они подразумевают устранение неэффективного подхода к энергетическому хозяйствованию и тотальную модернизацию теплообменных систем [4, 5].

Некоторые учёные делают акцент на увеличении числа малоотходных технологий [6], другие гораздо больше внимания уделяют экологической составляющей вопроса [7, 8], а третьи все свои усилия направляют на изменение подхода к проектированию теплообменных сетей [9, 10].

Несмотря на то, что интеграция процессов как научная методология известна уже более сорока лет, в её сути имеется один заметный недостаток – приложение готового проекта не универсально. Это означает, что каждое

строящееся или технически модернизируемое предприятие нуждается в создании строго индивидуального проекта, адаптированного к особенностям и параметрам работы данного производства.

Известные работы Й. Клемеша [11], Д. Фу [12] и Т. Желева [13] решают проблемы в пищевой отрасли, сферах защиты экологии и водоочистки, однако все они далеки от того, с чем приходится сталкиваться инженерам на нефтеперерабатывающих заводах. Не менее известны также попытки выработать единый алгоритм обработки технологических данных для предприятий общехимической сферы – работы Т. Юмиды [14], П. С. Варбанова [15], А. Хьюго [16], М. Масчия [17] и др. Все они показывают хорошие результаты в отдельно взятой, узко очерченной области, однако не готовы дать универсальный инструмент или выработать всеобъемлющий подход к проектированию теплообменных сетей для типовых производственных предприятий.

Таким образом, становится очевидной задача нахождения оптимального решения для каждого предприятия вне зависимости от известных решений даже для его аналогов. Рассмотренный в работе блок вакуумной перегонки на установке замедленного коксования нуждается в модернизации сети теплообменников по ряду технических и экономических причин: износ оборудования, значительные объёмы сбросов потенциально полезного тепла, низкая степень рекуперации энергии в системе, существование более прогрессивных подходов к проведению самого производственного процесса.

Современный рост цен на энергоносители побуждает промышленные предприятия к рассмотрению проектов новых систем теплообмена, которые были бы одновременно способны сохранить требуемое качество конечной продукции и при этом обеспечить надлежащий режим работы с соблюдением перечня финансово выгодных показателей производства. Использованный в работе метод пинч-анализа подразумевает, что при рекуперации тепловой энергии никакие термодинамически обоснованные целевые величины не могут превышать показатели соответствующих значений существующего процесса – то есть, интеграция схемы никоим образом не влияет на построение технологии производства продукции.

Дополнительным важным фактором также является влияние работы предприятия на

экологическую стабильность прилегающих регионов. Поскольку количество вредных выбросов увеличивается пропорционально величине переработанных энергоресурсов, крайне важно предусмотреть меры по улучшению существующей экологической ситуации, а также дальнейшему уменьшению объёмов загрязнений. Фактически, изучение возможностей интеграции технологических процессов формирует основу комплексного решения перечисленных вопросов, а также определяет многостороннюю актуальность тематики исследований.

Цель работы состоит в определении энергосберегающего потенциала установки, в анализе несовершенных теплообменных связей и составлении проекта модернизации энергетической стороны производства без вмешательства в технологию, а также в экономической оценке такого мероприятия. Применение метода пинч-анализа позволит наглядно продемонстрировать сущность исследования и даже оценить возможный положительный эффект ещё на ранних этапах проектирования новой теплообменной сети. Проектировщик с самого начала задаётся постоянными целевыми значениями для обеспечения максимальной рекуперации энергии, а затем путём математического программирования или комбинаторики вычисляются синтетические пределы величин для утилит и капитальных затрат

I. МЕТОД ИССЛЕДОВАНИЯ

В качестве базового метода был избран пинч-анализ, что позволило сразу перейти к представлению технологических данных в сокращённой систематизированной форме. Становлению используемой методологии немало способствовали работы А. Мудли [18] и Ф. Фридлера [19], которые фактически заложили основы пинч-проектирования как инженерного инструмента, а не только сухого расчётного метода для сложных химико-технологических систем (ХТС).

При этом принцип обработки сведений базируется на алгоритмах, представленных в фундаментальном труде Робина Смита в области интеграции процессов [20]. В данной работе в качестве источника технологических данных использован блок вакуумной перегонки на действующей установке замедленного коксования. Принципиальная схема процесса представлена на рисунке 1.

Рассматриваемый блок установки работает следующим образом. Сырье из резервуаров товарно-сырьевого парка подаётся на приём секции вакуумной перегонки. Не поступая в печи П-1/1,2, оно предварительно нагревается в теплообменниках Т-1/1÷6 за счёт тепла вакуумного газойля. К змеевикам печей подогретое сырье подаётся двумя потоками,

нагревается до температуры не выше 404°С и поступает в вакуумную колонну К-1.

С целью предотвращения образования кокса в полости змеевиков печей в них подаётся турбулизатор (водяной пар).

С низа колонны К-1 гудрон-остаток вакуумной перегонки подаётся в колонну К-3 секции замедленного коксования.

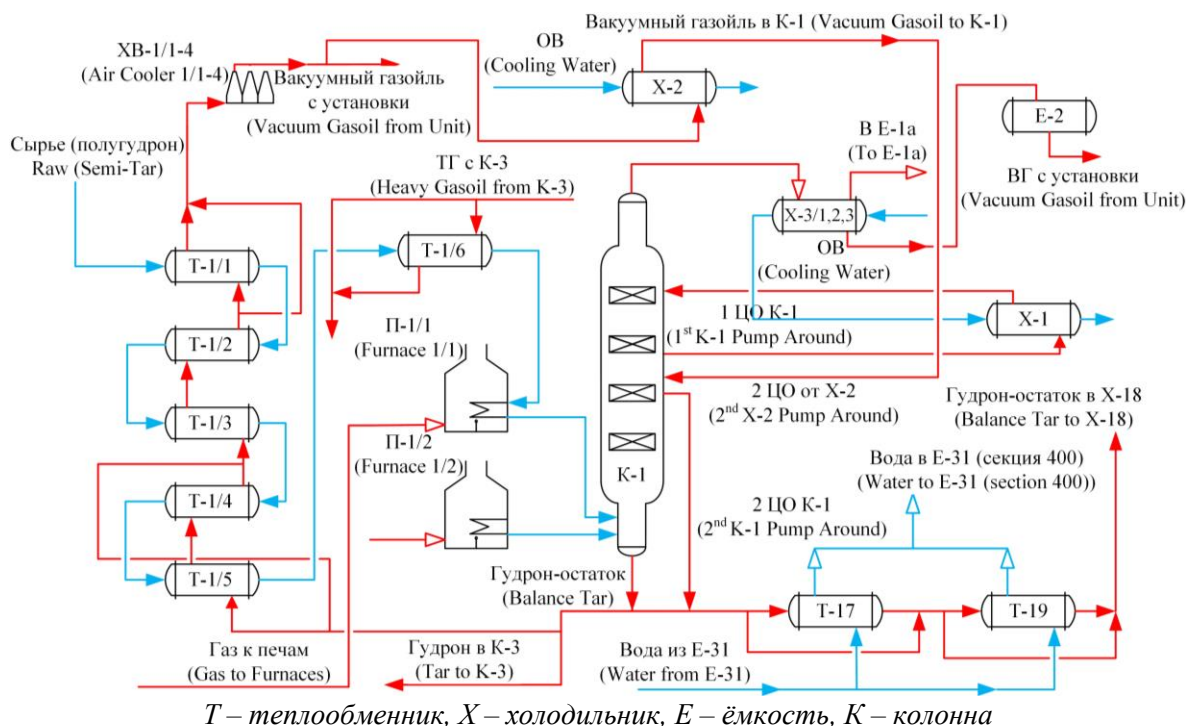


Рис. 1. Принципиальная схема вакуумной перегонки на установке замедленного коксования.¹

Избыток направляется в теплообменники Т-17, Т-19, где отдаёт своё тепло котловой воде из парогенератора Е-31 для получения пара с давлением до 12 кгс/см². После цепочки теплообменников Т-17 и Т-19 гудрон-остаток проходит через погружной холодильник Х-15/1,2 секции замедленного коксования и откачивается с установки. Водяной пар, газы распада и лёгкие фракции сверху колонны К-1 направляются в конденсаторы пара Х-3/1,2,3, в которых конденсируются легкокипящие фракции вакуумного газойля и водяной пар. Конденсат и газы распада из Х-3/1,2,3 поступают в ёмкость-сепаратор Е-1а, где происходит разделение на жидкую и газообразную фазу. Газы разложения сверху Е-1а поступают в общий коллектор, откуда отсасываются парозежкторными вакуум-насосами. С низа ёмкости-сепаратора Е-1а конденсат водяного пара и вакуумный газойль поступают в отстойник Е-2 для разделения водяной и углеводородной части (вакуумного газойля и

технологического конденсата). Вакуумный газойль с Е-2 откачивается в линию вакуумного или тяжёлого газойля с установки. Весь технологический конденсат из ёмкости Е-2 сбрасывается в промканализацию. Температурный режим в колонне К-1 регулируется двумя циркуляционными орошениями (ЦО). Первое ЦО – вакуумный газойль – отбирается с внутреннего аккумулятора второй тарелки колонны К-1, прокачивается по межтрубному пространству холодильника Х-1, где охлаждается водой от конденсаторов Х-3/1,2,3 до температуры не выше 90°С и возвращается на первую тарелку К-1. С пятой тарелки аккумулятора К-1 выводится вакуумный газойль, который прокачивается через межтрубное пространство теплообменников Т-1/1÷6, где охлаждается потоком сырья, подаваемого в печь П-1/1,2. После теплообменников Т-1/1÷6 вакуумный газойль доохлаждается в конечном холодильнике воздушного охлаждения ХВ-

¹ Appendix 1

1/1÷4 до температуры не выше 90°C и выводятся в двух направлениях. Один поток в качестве второго ЦО направляется на доохлаждение в холодильник X-2 и поступает на третью тарелку колонны К-1. Температура второго ЦО К-1 на выходе из X-2 не выше 90°C. Избыток вакуумного газойля с температурой не выше 90°C отводится с установки. Для регулирования качества гудрона в низ колонны К-1 подаётся перегретый водяной пар. Используя технологический регламент и известные значения параметров потоков, можно составить потоковую таблицу – Таблица 1. Она представляет собой цифровой образ системы теплообмена установки и может быть использована как основа для проведения расчётов по тепловой интеграции. Сюда включены температура снабжения потока T_s , целевая температура T_T , массовый расход G , потоковая теплоёмкость CP и тепловая нагрузка ΔH . Три первых величины получены путём обследования производственной установки, а две последних являются расчётными. Потоковая

теплоёмкость рассчитывается как произведение массового расхода потока на удельную теплоёмкость вещества, из которого он состоит:

$$CP = G \cdot c, \quad (1)$$

где CP – потоковая теплоёмкость, кВт/К;
 G – массовый расход потока, кг/с;
 c – удельная теплоёмкость, Дж/(кг·К).

Тепловая нагрузка рассчитывается как произведение потоковой теплоёмкости на разницу температур потока:

$$\Delta H = CP_i \cdot (T_T - T_s), \quad (2)$$

где CP_i – потоковая теплоёмкость i -го потока, кВт/К; T_s – начальная температура потока, °С; T_T – целевая температура потока, °С.

Таблица 1².

Потоковая таблица³

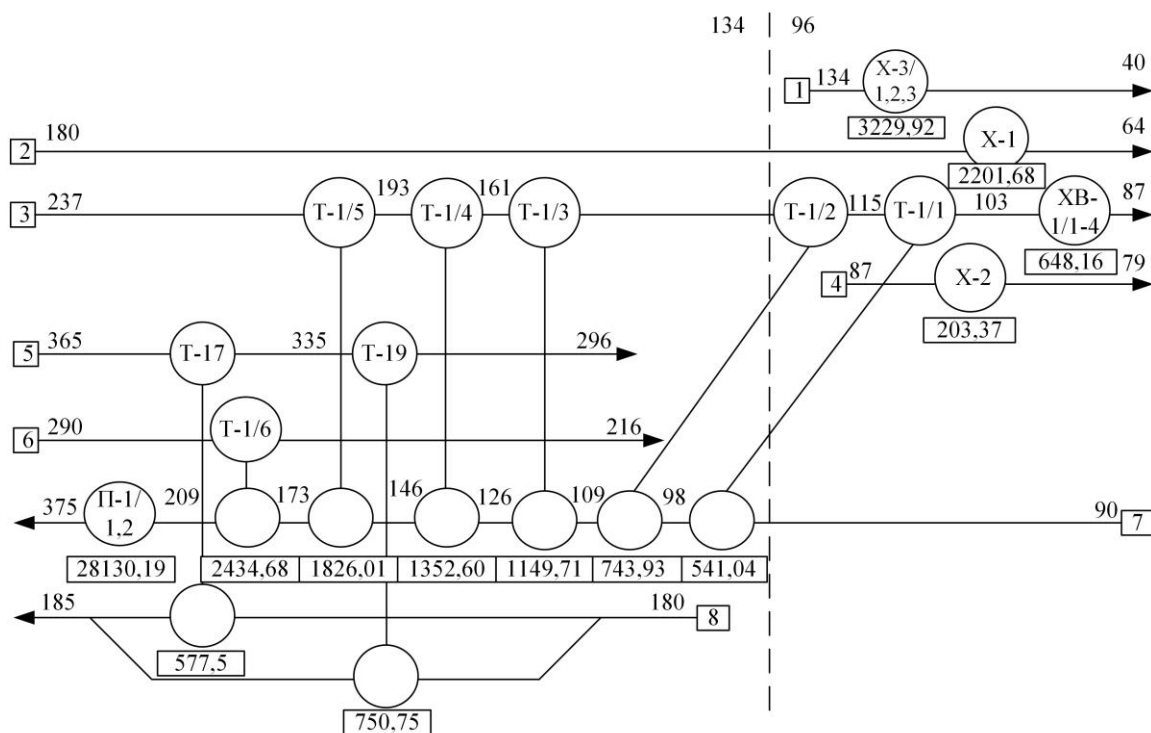
№	Название (Name)	Тип (Type)	T_s , °C	T_T , °C	G , т/ч (t/h)	CP , кВт/К (kW/K)	ΔH , кВт (kW)
1.1	Конденсация паров К-1 (Condensation of K-1 Steam)	Гор. (Hot)	134	134	6,41	–	2 858,43
1.2	Охлаждение конденсата К-1 (Cooling of K-1 Condensate)	ор. (Hot)	134	40	6,41	3,95	371,49
2	Первое ЦО К-1 (First K-1 Pump Around)	Гор. (Hot)	180	64	30,88	18,98	2 201,68
3	Второе ЦО К-1 и вакуумный газойль (Second K-1 Pump Around & Vacuum Gasoil)	ор. (Hot)	237	87	64,35	41,74	6 261,45
4	Второе ЦО К-1 в колонну (Second K-1 Pump Around to Column)	ор. (Hot)	87	79	44,53	25,42	203,37
5	Гудрон с установки (Tar from Unit)	ор. (Hot)	365	296	27,07	19,25	1 328,01
6	Тяжёлый газойль с К-3 (Heavy Gasoil from K-3)	ор. (Hot)	290	216	44,25	33,07	2 446,85
7.1	Полугудрон (Semi-Tar)	Хол. (Cold)	90	209	110,57	67,63	8 047,49
7.2	Полугудрон после теплообменника (Semi-Tar after Heat Exchanger)	Хол. (Cold)	209	375	110,57	82,52	13 697,91
7.3	Испарение в потоке полугудрона (Semi-Tar Evaporation)	Хол. (Cold)	375	375	110,57	–	14 432,28
8.1	Вода с E-31 (Water from E-31)	Хол. (Cold)	180	185	1,82	2,17	10,86
8.2	Испарение в потоке воды (Water Evaporation)	Хол. (Cold)	185	185	1,82	–	1 317,15

Потоки, которые претерпевают смену фаз, лишены значения потоковой теплоёмкости,

^{2,3} Appendix 1

потому в таких случаях тепловая нагрузка ΔH рассчитывается как произведение массового расхода G и удельной теплоты конденсации r .

На основании имеющихся данных может быть построена сеточная диаграмма процесса до начала работы над проектом интеграции его теплообменной системы – рисунок 2.

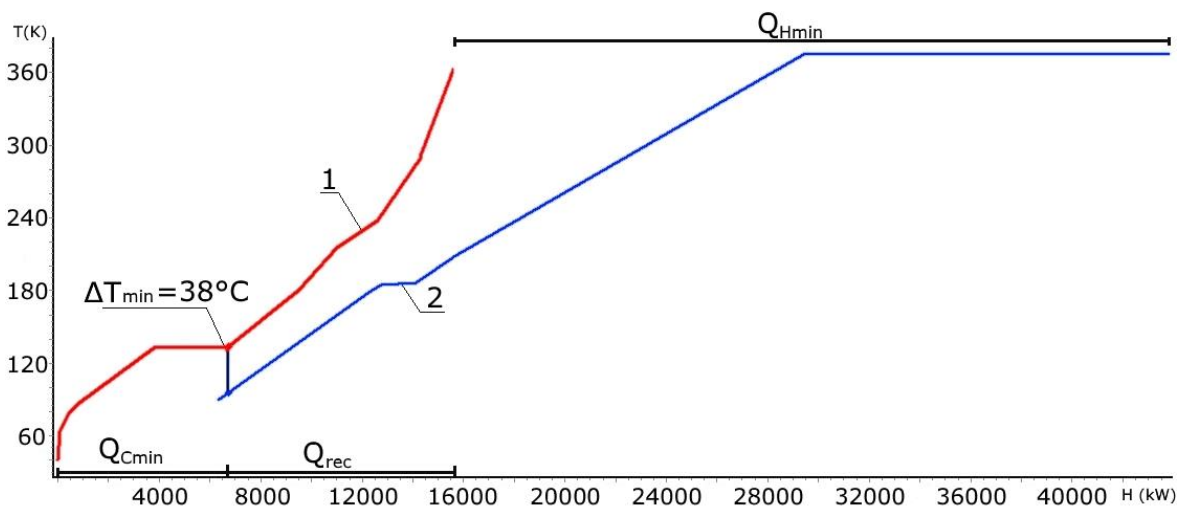


T – теплообменник, X – холодильник, П – печь, XB – воздушный холодильник

Рис. 2. Сеточная диаграмма существующего процесса.⁴

Используя технологические данные из таблицы 1 и расчёт совокупных тепловых нагрузок материальных потоков схемы, на температурно-энтальпийной диаграмме были построены горячая и холодная составные

кривые процесса с нанесением величины уже присутствующей в системе рекуперации тепловой энергии – рисунок 3. Здесь же можно увидеть величину утилит – то есть, используемых внешних теплоносителей.



1 – составная кривая горячих потоков; 2 – составная кривая холодных потоков. Q_{Hmin} , Q_{Cmin} , Q_{rec} – тепловая мощность горячих утилит, холодных утилит и рекуперации, соответственно.

Рис. 3. Составные кривые для существующего процесса.⁵

^{4,5} Appendix 1

Составные кривые содержат значительный объём данных о системе технологических потоков, утилитах и уровне эффективности использования тепловой энергии в процессе, а также о системе рекуперации – количестве теплообменных аппаратов и общей площади теплообменной поверхности [21, 22].

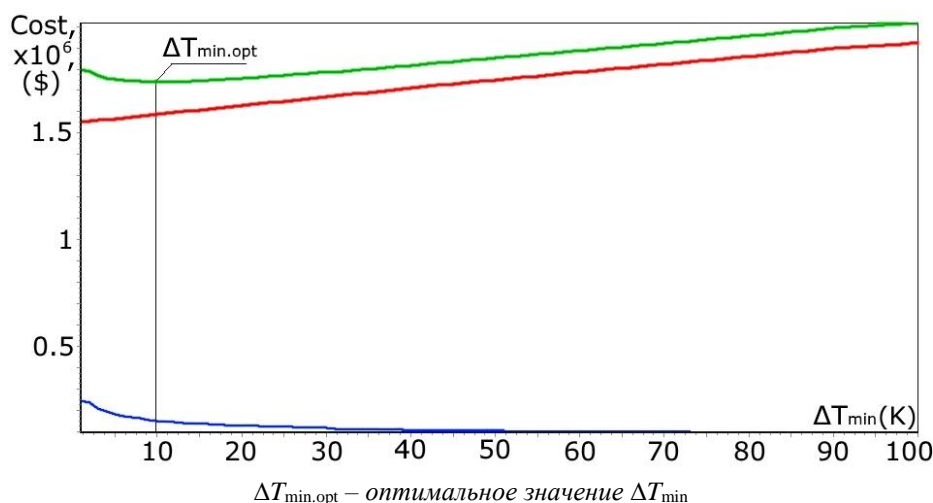
Значение горячих утилит в этом процессе составляет $Q_{Hmin} = 28\,130,19$ кВт, холодных – $Q_{Cmin} = 6\,238,13$ кВт, а мощность рекуперации – $Q_{rec} = 9\,388,15$ кВт. Разница температур в области пинча, ΔT_{min} , равна $38\text{ }^{\circ}\text{C}$. Эту величину между теплоносителями можно было бы считать минимальной, если бы в существующей схеме выполнялись условия вертикального теплообмена [20, 23]. Однако анализ исходной теплообменной системы при помощи сеточной диаграммы (рис. 2) указал на то, что, несмотря на большое количество рекуперативных теплообменных аппаратов, некоторая часть из них противоречит правилу вертикального теплообмена в системе: Т-1/1 и Т-1/2 переносят тепловую энергию через линию пинча. Указанные недостатки можно устранить путём подбора минимального температурного напора ΔT_{min} и увеличением рекуперации тепловой энергии [20, 24].

II. РЕЗУЛЬТАТЫ И ОБСУЖДЕНИЕ

Рекуперация теплоты в системе будет отражена на составных кривых в виде уменьшения ΔT_{min} и увеличения степени перекрытия горячей и холодной составных кривых по оси абсцисс. При этом тепловые мощности горячих и холодных утилит уменьшатся на величину, равную увеличению

мощности рекуперации. В то же время, при физическом воплощении проекта требуемая рекуперация тепловой энергии может быть достигнута прежде всего за счёт увеличения площади теплообменной поверхности или числа теплообменных аппаратов. То есть, снизить стоимость использованной энергии можно повышением капитальных затрат. Эти два конкурирующих финансовых показателя формируют немонотонную функцию общей приведённой стоимости реконструкции сети от значения ΔT_{min} . Наименьшая приведённая стоимость реконструкции будет наблюдаться на определённом значении ΔT_{min} , которое принято обозначать как $\Delta T_{min,opt}$. Согласно концепции пинч-проектирования, в процессе определения $\Delta T_{min,opt}$ заведомо будет формироваться проект реконструкции с такой системой теплообмена, которая имеет наименьшую приведённую стоимость. Величина $\Delta T_{min,opt}$ определяется с учётом рыночной стоимости энергии и цены каждой единицы оборудования [25]. Стоимость горячих утилит определена через актуальную на момент написания работы рыночную стоимость кубометра природного газа для промышленных предприятий Украины.

Для определения оптимального значения минимальной разницы температур в системе использовано бесплатное программное обеспечение «Pinch 2.02» [26]. Встроенный инструмент построения кривой зависимости величины ΔT_{min} от капитальных затрат на внедрение результатов проекта помогает найти искомое значение графическим путём – рисунок 4.



$\Delta T_{min,opt}$ – оптимальное значение ΔT_{min}

Рис. 4. Стоимостные кривые.⁶

⁶ Appendix 1

Анализ полученных данных позволяет принять оптимальное значение ΔT_{\min} равным 10°C и произвести последующие расчёты, опираясь на эту величину.

Перестроение составных кривых с учётом нового значения ΔT_{\min} также обуславливает

уменьшение необходимой мощности утилит обоих типов и увеличение рекуперации в системе на 1 871,08 кВт. Пинч при этом будет локализован на температурах 134°C и 124°C для горячей и холодной стороны системы, соответственно – рисунок 5.

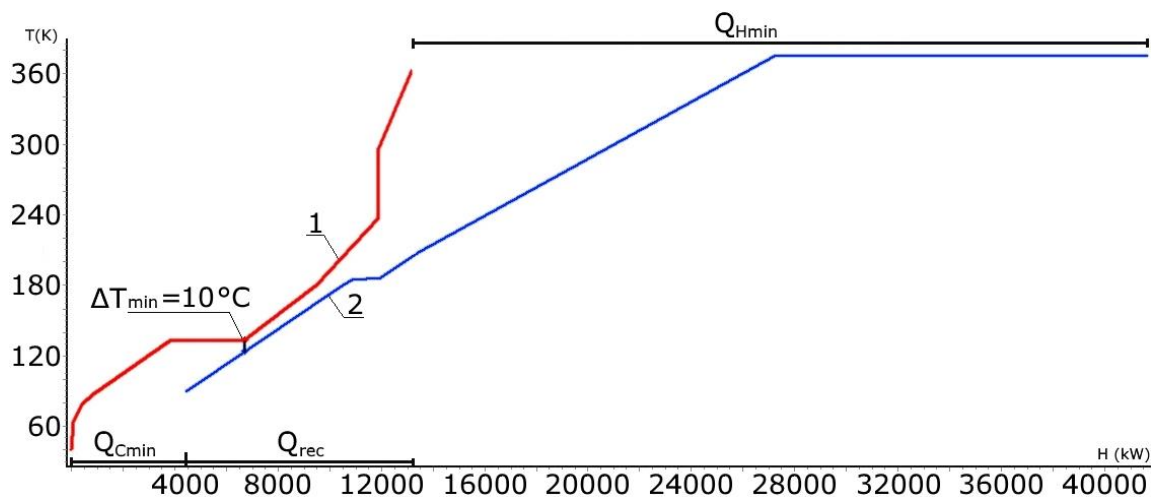


Рис. 5. Составные кривые для интегрированного процесса.⁷

При создании проекта теплообменной сети для экономически оптимального значения ΔT_{\min} с минимальным потреблением энергии внешних утилит необходимо учитывать несколько запретов:

- передача тепла поперёк линии пинча воспрещается;
- выше пинча воспрещается использование охладителей;
- ниже пинча воспрещается использование нагревателей.

При этом должен выполняться базовый постулат пинч-метода, который гласит, что в теплообменной сети должны отсутствовать теплообменные аппараты с минимальной разницей температур меньше, чем ΔT_{\min} . Таким образом, при проектировании новой системы теплообмена необходимо разделить исходную ХТС на две части: выше и ниже пинча, а затем выполнять расчёты отдельно. Данное разделение приведёт к выполнению упомянутых правил и позволит без каких-либо дополнительных ограничений достичь целевых энергетических значений [20, 27].

При разделении системы технологических потоков на две подсистемы вертикальная штриховая линия показывает локализацию пинча. Слева от неё находится подсистема потоков, расположенных выше пинча, а справа – ниже пинча. Вблизи линии пинча

действуют наименьшие движущие силы теплопередачи, поэтому это наиболее сжатая область для потенциальных размещений рекуперативных теплообменников. Таким образом, на всех теплообменных аппаратах в области линии пинча минимальная разница температур обязательно должна равняться $\Delta T_{\min} = 10^{\circ}\text{C}$ или превышать это значение.

В каждой из рассматриваемых подсистем должны соблюдаться *CP* - и *N* -правила:

$$CP_{in} \leq CP_{out}, \quad (3)$$

$$N_{in} \leq N_{out}, \quad (4)$$

где CP_{in} и N_{in} – потоковая теплоёмкость и число потоков, входящих в пинч, соответственно;

CP_{out} и N_{out} – потоковая теплоёмкость и число потоков, выходящих из пинча, соответственно.

В результате расстановки рекуперативных и утилитных теплообменных аппаратов в полном соответствии тремя правилами пинч-анализа [20] и с учётом технологических запретов [28] получена модернизированная сеточная диаграмма рассмотренной системы – рисунок 6.

⁷ Appendix 1

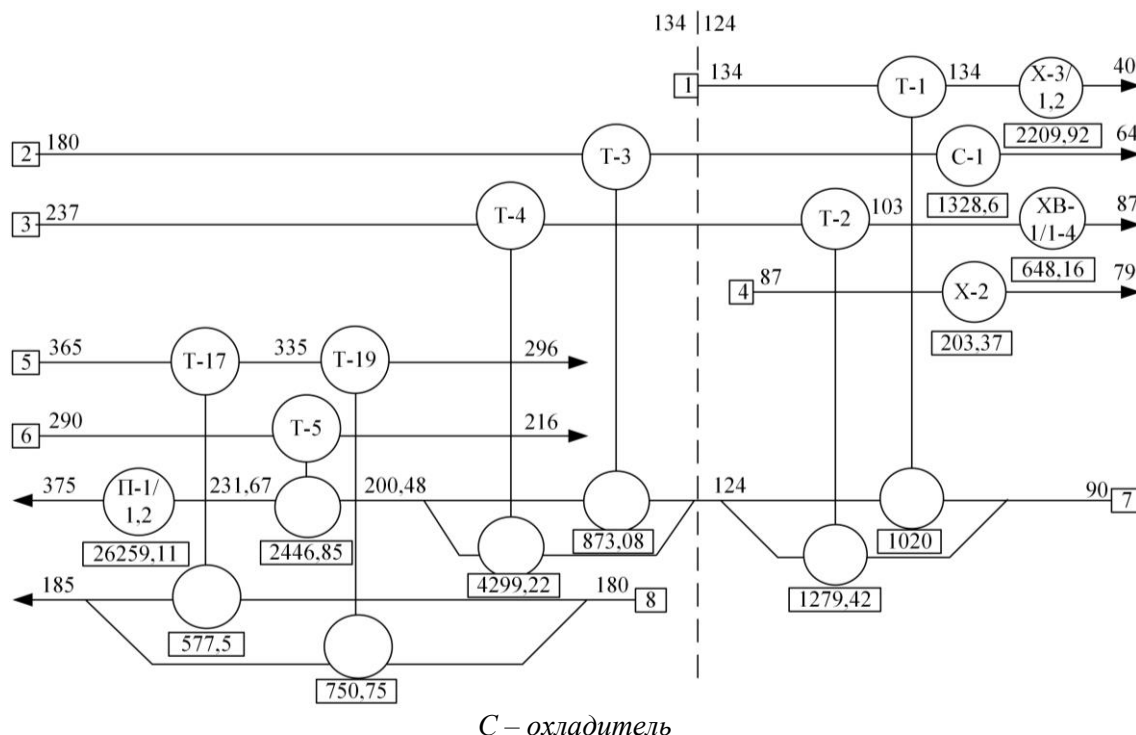


Рис. 6. Сеточная диаграмма интегрированного процесса.⁸

В спроектированной системе рекуперация тепловой энергии составляет 11 259,23 кВт, а число теплообменных аппаратов приведено к минимально возможному.

На основании данной сеточной диаграммы интегрированного процесса спроектирована новая принципиальная схема теплообменной сети – рисунок 7.

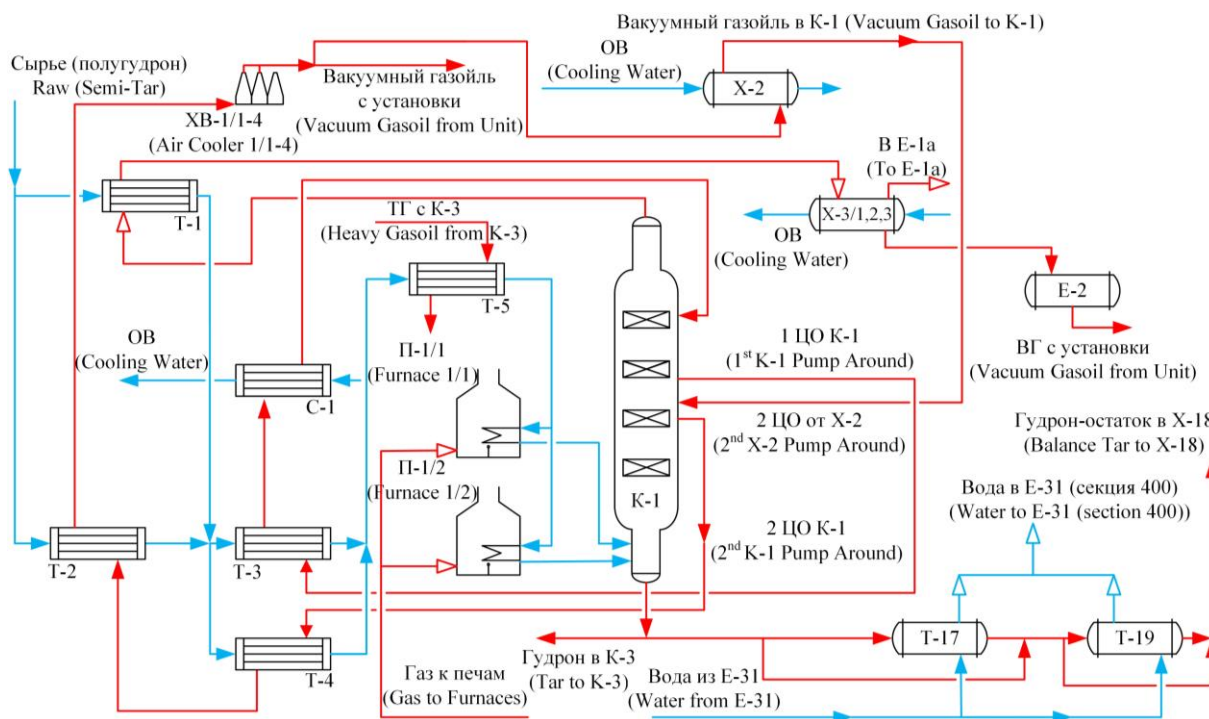


Рис. 7. Принципиальная схема интегрированной теплообменной сети процесса.⁹

Общие численные результаты интеграции могут быть представлены в виде таблицы – Таблица 2.

Здесь видно снижение энергии утилит обоих типов на 1 871,08 кВт и увеличение рекуперации в системе на ту же величину.

Таблица 2¹⁰.

Сравнение энергетических характеристик существующей и интегрированной теплообменных систем¹¹.

Технологическая схема (Technological scheme)	Горячие утилиты, Q_{Hmin} , кВт (Hot utilities, Q_{Hmin} , kW)	Холодные утилиты, Q_{Cmin} , кВт (Cold utilities, Q_{Cmin} , kW)	Рекуперация, Q_{rec} , кВт (Recuperation, Q_{rec} , kW)
Существующая (Existing)	28 130,19	6 238,13	9 388,15
Интегрированная (Integrated)	26 259,11	4 367,05	11 259,23

Оценка экономической эффективности инвестиционного проекта была осуществлена в соответствии с международной практикой по двум показателям: по чистой приведённой стоимости и внутренней норме доходности. Упомянутые понятия более полно раскрыты далее.

При проведении расчётов использован следующий алгоритм.

1) Оценка денежных потоков от проекта – учёт ожидаемых поступлений денежных средств, расходов в ходе деятельности проекта, а также первичных вложений.

2) Определение стоимости капитала – ставки дисконтирования. Она составляет 20% годовых (определена как среднерыночное значение доходности, исходя из рисков инвестирования в инвестиционные проекты соответствующей отрасли).

3) Дисконтирование всех денежных потоков от проекта по заданной ставке.

4) Расчёт NPV проекта.

NPV – чистая приведённая стоимость (*Net Present Value*), метод оценки инвестиционных проектов, основанный на дисконтировании денежных потоков.

Важнейшим показателем эффективности модернизации является срок окупаемости проекта DPP. Он рассчитывается через инвестиционный капитал IC:

$$DPP = IC / NPV. \quad (5)$$

Реализация представленного проекта ежегодно способна приносить предприятию около \$150 000 прямой экономии при полной сумме затрат около \$685 000. Кроме того, снижение используемых объёмов энергии внешних утилит позволит предприятию сократить негативное влияние производства на экологию в регионе и дополнительно уменьшить затраты на эту статью бюджета.

Оценочный расчёт срока окупаемости приведённого проекта модернизации ХТС показывает величину около 2,5-3 лет, что считается абсолютно приемлемым для промышленных предприятий.

ВЫВОДЫ

Детализированный анализ теплообменной сети блока вакуумной перегонки на установке замедленного коксования обнаружил низкую неэффективность передачи тепла в системе и возможность энергосберегающей интеграции. Применение алгоритмов метода пинч-анализа позволило установить величину возможной рекуперации энергии, а также определить оптимальное значение минимальной разницы температур для рассмотренной ХТС. Путём построения составных кривых для горячих и холодных технологических потоков схемы установлена точная локализация пинча, на основе чего построена сеточная диаграмма, отражающая топологию оптимизированной системы теплообмена. Согласно результатам проведённых расчётов, возможная экономия энергоносителей составляет 1,8 МВт (6,65% от исходной величины), а общая рекуперация тепловой энергии доведена до 11,3 МВт. При сохранении стабильных закупочных цен на базовые энергоносители срок окупаемости проекта не превысит трёх лет.

APPENDIX 1 (ПРИЛОЖЕНИЕ 1)

¹Fig. 1. Schematic diagram of vacuum distillation in a delayed coking facility (T – heat exchanger, X – refrigerator, E – tank, K – column).

^{2,3}Table 1. Stream table.

⁴Fig. 2. Grid diagram of an existing process (T – heat exchanger, X – refrigerator, П – furnace, XB – air cooler).

⁵Fig. 3. Composite curves for an existing process (1 – composite curve of hot streams; 2 – composite curve of cold streams. Q_{Hmin} , Q_{Cmin} , Q_{Rec} – thermal

power of hot utilities, cold utilities and recuperation, respectively).

⁶**Fig. 4.** Cost curves ($\Delta T_{min,opt}$ – the optimal value of ΔT_{min}).

⁷**Fig. 5.** Composite curves for integrated process.

⁸**Fig. 6.** Grid diagram of integrated process (C – cooler).

⁹**Fig. 7.** Schematic diagram of an integrated process heat exchange network.

^{10,11}**Table 2.** The comparison of energy performance of existing and integrated heat exchange systems.

Литература (References)

- [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] Linnhoff B., Turner J. A. Heat-recovery networks: new insights yield big savings. *Chemical Engineering Sciences*, 1981, no. 11, pp. 56–70.
- [4] Linnhoff B., Flower J. R. Synthesis of heat exchanger networks: Part I. Systematic generation of energy optimal networks. *American Institute of Chemical Engineers Journal (AIChE Journal)*, 1978, no. 24 (4), pp. 633–642.
- [5] Linnhoff B., Flower J. R. Synthesis of heat exchanger networks: Part II: Evolutionary generation of networks with various criteria of optimality. *American Institute of Chemical Engineers Journal (AIChE Journal)*, 1978, no. 24 (4), pp. 642–654.
- [6] Wang Y. P., Smith R. Wastewater minimization *Chemical Engineering Science*, 1994, no. 49(7), pp. 981–1006.
- [7] Perry S., Klemes J., Bulatov I. Integrating waste and renewable energy to reduce the CFP of locally integrated energy sectors. *Energy*, 2008, no. 33. – pp. 1489–1497.
- [8] Dhole V. R., Linnhoff B. Total site targets for fuel, co-generation, emissions and cooling. *Computers & Chemical Engineering*, 1993, no. 17, pp. 101–109.
- [9] Gundersen T., Naess L. The synthesis of cost optimal heat exchanger networks. An industrial review of the state of the art. *Computer & Chemical Engineering*, 1988, no. 12(6), pp. 503–530.
- [10] Umeda T., Itoh J., Shiroko K. Heat exchange system synthesis. *Chemical Engineering Progress*, 1978, no. 74(7), pp. 70–76.
- [11] Klemes J., Kimenov G., Nenov N. Application of pinch-technology in food industry. *CHISA'98 (1st Conference PRES'98). Plenary lecture*. Prague, 1998, p. 136.
- [12] Foo D. C. Y., Tan R. R., Ng D. K. S. Target for minimum low and zero-carbon energy resources in carbon-constrained energy sector planning using cascade analysis. *Chemical Engineering Transactions*, 2007, no. 12, pp. 139–144.
- [13] Zhelev T., Bhaw N. Combined water-oxygen pinch analysis for better wastewater treatment management. *PRES'99 Proceedings, edited by F. Friedler and J. Klemes*. Budapest: Hungarian Chemical Society, 1999, pp. 731–736.
- [14] Umeda T., Harada T., Shiroko K. A. Thermodynamic approach to the synthesis of heat integration systems in chemical processes. *Computers and Chemical Engineering*, 1979, no. 3, pp. 273–282.
- [15] Varbanov P. S., Doyle S., Smith R. Modelling and optimization of utility systems. *Trans Institution of Chemical Engineers (IChemE) & Chemical Engineering Research and Design*, 2004, no. 82 (A5), pp. 561–578.
- [16] Hugo A., Georgiadis M. C., Pistikopoulos E. N., Rutter P. A multi-objective optimization model for strategic hydrogen infrastructure planning. *Chemical Engineering Transactions*, 2005, no. 7, pp. 1–6.
- [17] Mascia M., Ferrara F., Vacca A., Tola G., Errico M. Design of heat integrated distillation systems for a light ends separation plant. *Applied Thermal Engineering*, 2007, no. 27, pp. 1205–1211.
- [18] Moodley A., Majozi T. Development of a unified mass and heat integration framework for sustainable design. An automated approach. *Chemical Engineering Transactions*, 2005, no. 7, pp. 465–470.
- [19] Friedler F., Fan L. T. Process design and operation: decomposition vs. integration *PRES'03 & CSCHE'03*. Canada: Hamilton-Ontario, 2003.
- [20] Smith R. *Chemical Process Design*. N.Y.: McGraw-Hill, 1995. 460 p.
- [21] Nagy A. B., Adonyi R., Halasz L., Friedler F., Fan L. T. Integrated synthesis of process and heat exchanger networks: Algorithmic approach. *Applied Thermal Engineering*, 2001, no. 21 (13–14), pp. 1407–1427.
- [22] Kalitventzeff B., Marechal F., Closon H. Better solutions for process sustainability through better insight in process energy integration. *CHISA 2000 Proceedings*. Prague: PRES-2000, 2000, set 4. 1240 p.
- [23] Linnhoff B., Townsend D. W., Boland D., Hewitt G. F., Thomas B. E. A., Guy A. R. and Marsland R.H. A user guide to process integration for the efficient use of energy *Institution of Chemical Engineers (IChemE)*. UK: Rugby, 1994. 156 p.
- [24] Linnhoff B., Hindmarsh E. The pinch design method for heat exchanger networks. *Chemical*

- Engineering Science*, 1983, no. 38 (5), pp. 745–763.
- [25] Taal M., Bulatov I., Klemes J., Stehlik P. Cost estimation and energy price forecasts for economic evaluation of retrofit projects. *Applied Thermal Engineering*, 2003, no. 23, pp. 1819–1835.
- [26] PINCH Software, version 2.02. *CESIT, NTU “KhPI”*, Ukraine, Kharkiv: NTU “KhPI”, 2002. Available at: <http://www.sodr-t.kharkiv.com> (accessed 28.11.2019).
- [27] Linnhoff B., Ahmad S., Smith R. Cost optimum heat exchange networks. Targets and design for detailed capital cost models. *Computers and Chemical Engineering*, 1990, vol. 14, no. 7, pp. 751–767.
- [28] Varbanov P., Klemes J. Total Sites integrating renewables with extended heat transfer and recovery. *Heat Transfer Engineering*, 2010, no. 31(9), pp. 733–741.

Сведения об авторах.



Ведь Валерий Евгеньевич, д.т.н., профессор, заведующей кафедрой интегрированных технологий, процессов и аппаратов НТУ «ХПИ». Сфера научных интересов: энергоэффективность, тепломассообмен, кинетика и катализ. Харьков, Украина
E-mail: valeriy.e.ved@gmail.com



Миронов Антон Николаевич, к.т.н., кафедра интегрированных технологий, процессов и аппаратов НТУ «ХПИ». Сфера научных интересов: интеграция процессов, пиролиз древесины, энергосбережение в промышленности. Харьков, Украина E-mail: anton.myronov.mail@gmail.com



Ильченко Мария Владимировна, к.т.н., кафедра интегрированных технологий, процессов и аппаратов НТУ «ХПИ». Сфера научных интересов: интеграция процессов, пинч-анализ, энергосбережение в промышленности. Харьков, Украина E-mail: mariia.ilchenko.mail@gmail.com