

УДК 662.6

Чернышов И.С., Бабак Т.Г., Фесенко Е.О., Топунова Т.В.

ЭНЕРГОЭФФЕКТИВНАЯ ИНТЕГРАЦИЯ ТЕПЛОВОЙ СХЕМЫ ПРИ РЕКТИФИКАЦИИ СМЕСИ БЕНЗОЛ–ТОЛУОЛ

Актуальность и постановка задачи. К наиболее крупным промышленным предприятиям Украины относятся те, которые используют для переработки химико-технологические процессы. Структура таких предприятий включает в себя реактор, систему разделения, систему рекуперативного теплообмена, систему энергоносителей, а также систему защиты окружающей среды [1]. Процесс ректификации входит в систему разделения.

Ректификация относится к числу ведущих процессов химической технологии и составляет основу многих технологических процессов нефтегазопереработки [2–4]. При этом нельзя не отметить, что ректификация является одним из самых энергоемких процессов разделения. Поэтому, в связи со значительным подорожанием энергоносителей на мировом рынке, вопрос энергосбережения постепенно становится вопросом выживания для многих украинских предприятий.

За последнее время, в свете увеличения потребности в энергосбережении, изменилось отношение к процессам перегонки и ректификации. Если раньше основное внимание исследователи обращали на изучение гидродинамики и массопередачи в ректификационных аппаратах [5,6], с целью повышения их производительности и эффективности, то на сегодня главными задачами практики и научных исследований стали принципиальные вопросы технологии – проблема синтеза технологических схем с определением оптимальных параметров процессов разделения, обеспечивающих повышение глубины отбора целевых компонентов, улучшение качества продуктов и снижение энергетических затрат на разделение [7–9].

Определение энергосберегающего потенциала. В данной статье рассматривается вопрос энергоэффективной интеграции тепловой схемы ректификации смеси бензол-толуол. Основное внимание авторы сосредоточили на решении проблемы повышения использования энергии и сокращения потерь за счет реконструкции традиционной теплообменной системы ректификации смеси бензол-толуол, на основе метода пинч-анализа [1,10].

Первое знакомство с технологической схемой (рис. 1) показывает значительный потенциал энергосбережения, содержащийся как в элементарных потерях тепловой энергии в окружающую среду, так и в нерациональной технологии теплообмена между технологическими потоками. Так было выявлено, что подогрев исходной смеси осуществляется за счет водяного насыщенного пара до температуры $t_k=91,5^\circ\text{C}$.

Одновременно с этим кубовый остаток от температуры $t_n=109^\circ\text{C}$ и дистиллят от $t_n=82^\circ\text{C}$ охлаждается в специальных холодильниках к температуры $t_k=25^\circ\text{C}$. Из этого следует, что тепловую энергию дистиллята и кубового остатка можно использовать для подогрева исходной смеси, тем самым сократить расходы, как греющего пара, так и охлаждающей воды.

На основе исходных данных, а также расчета материального и теплового балансов процесса ректификации смеси бензол-толуол определен массовый расход, начальная и конечная температуры, а также тепловая нагрузка для каждого технологического

потока. Для осуществления дальнейшего анализа ХТП была определена потоковая теплоемкость, которая определяет количество энергии, которую необходимо подвести к потоку для повышения температуры вещества, которое проходит через поперечное сечение потока за одну секунду на один градус.

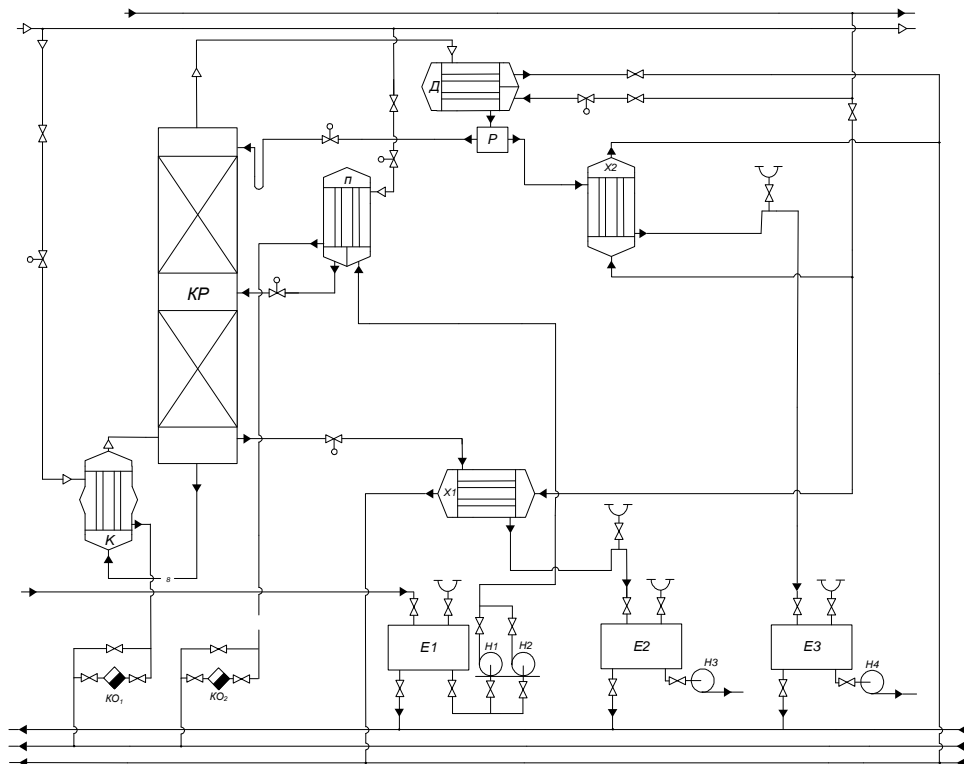


Рисунок 1 – Принципиальная технологическая схема ректификации смеси бензол-толуол
 КР – колонна ректификационная; Д – дефлегматор; К – кипятильник; П – подогреватель;
 Р – распределитель; Х₁₋₂ – холодильник; Е₁₋₃ – емкость; Н₁₋₄ – насос; КО₁₋₂ – конденсатоотводчик

Потоковая теплоемкость может быть определена следующим выражением (1).

$$CP = c_p \cdot G, \tag{1}$$

где CP – потоковая теплоемкость, Вт/°С; c_p – удельная теплоемкость потока, Дж/кг·°С; G – массовый расход потока, кг/с.

Потоковые данные технологического процесса приведены в таблице 1.

Таблица 1 – Потоковые данные технологического процесса

№ потока	Наименование потока	Тип потока	G, кг/с	T _с , °С	T _т , °С	Q=ΔH, кВт	CP, кВт/°С
1	Исходная смесь F	х	2,77	18	91,5	381,98	5,197
2	Дистиллят P	г	1,42	82	25	145,52	2,553
3	Кубовый остаток W	г	1,35	109	25	203,03	2,417

Известные значения целевой температуры, температуры снабжения и величины тепловых нагрузок на потоки, позволили представить их на температурно-энтальпийной диаграмме (рис. 2,3).

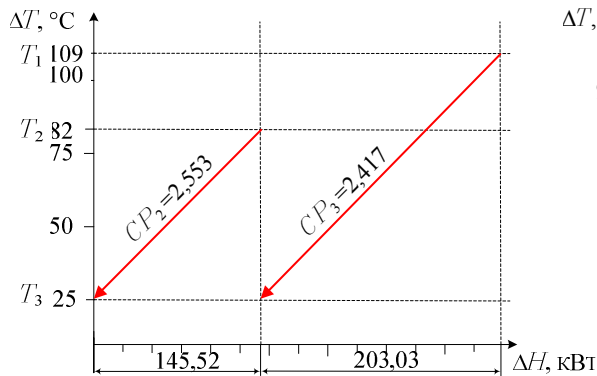


Рисунок 2 – Горячие тепловые потоки

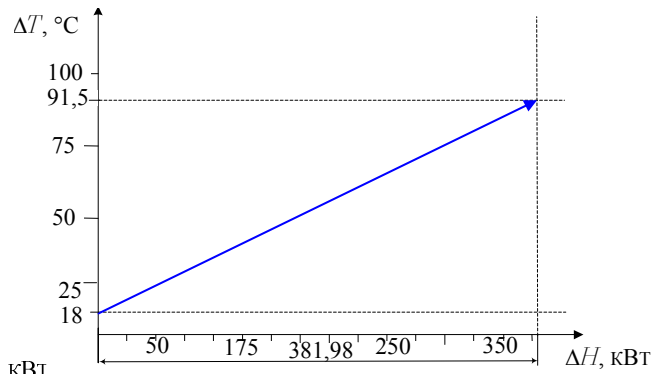


Рисунок 3 – Холодный поток

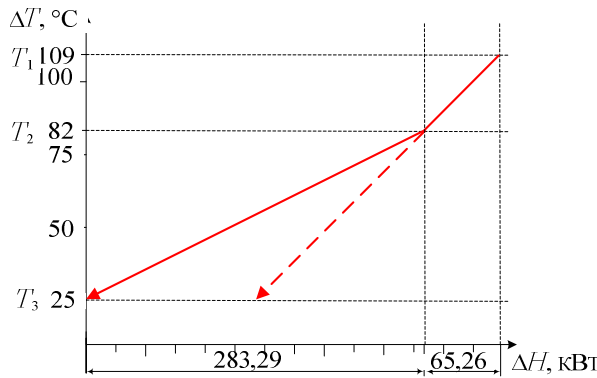


Рисунок 4 – Построение составной кривой

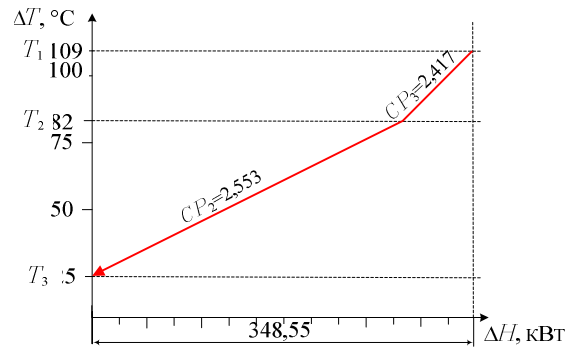


Рисунок 5 – Горячая составная кривая

Расчет теплоемкости для каждого температурного интервала был сделан относительно следующей формулы:

$$\Delta H_i = \sum_{j=1}^n CP_j \cdot (T_i^B - T_i^H), \quad (2)$$

где ΔH – потоковая энтальпия, кВт; CP – удельная теплоемкость потока, Дж/кг·°С; T^B, T^H – верхняя и нижняя граница температурного интервала, °С; индексы: i – номер температурного интервала; j – номер потока; n – количество потоков в j -том температурном интервале.

Для получения суммарного изменения потоковой энтальпии, необходимо построить составную кривую охлаждаемых потоков, которая показывает, как происходило бы изменение энтальпии и температуры индивидуальных потоков, если они были бы одним потоком, то есть потоком, у которого потоковая теплоемкость зависит от температуры, а в рассмотренных температурных интервалах ее можно было бы считать постоянной. Выполнение построения начинается с того, что в температурных интервалах, которые образованы граничными температурами потоков, необходимо последователь-

но отложить общие изменения энтальпии потоков (рис. 4). В результате мы получили, так называемую, составную кривую горячих потоков (рис. 5).

На основе оптимального значения минимальной температурной разницы ΔT_{\min} , которая для данного процесса составляет 20 °С, было определено необходимое положение составных кривых на температурно-энтальпийной диаграмме и определены целевые энергетические значения горячих и холодных энергоносителей (рис. 6). По рисунку 6 видно, что $T=28^\circ\text{C}$ является «точкой пинча», то есть точкой, в которой расстояние между составными кривыми равно ΔT_{\min} . Для «горячей» составной кривой температура в «точке пинча» составляет 38 °С, а для холодной – 18 °С.

Область перекрытия кривых вдоль оси абсцисс определяет количество теплоты, которое может быть рекуперовано. В рассмотренном процессе максимальная рекуперация теплоты составляет $Q_{\text{REC}}=283,94$ кВт. Целевые значения внешних утилит составили $Q_{\text{Hmin}}=98,04$ кВт и $Q_{\text{Cmin}}=64,61$ кВт.

Тепловая мощность, необходимая для нагрева холодного потока, без рекуперации, составляла 381,98 кВт, а мощность, необходимая для нагрева холодного потока – 348,55 кВт (рис. 7).

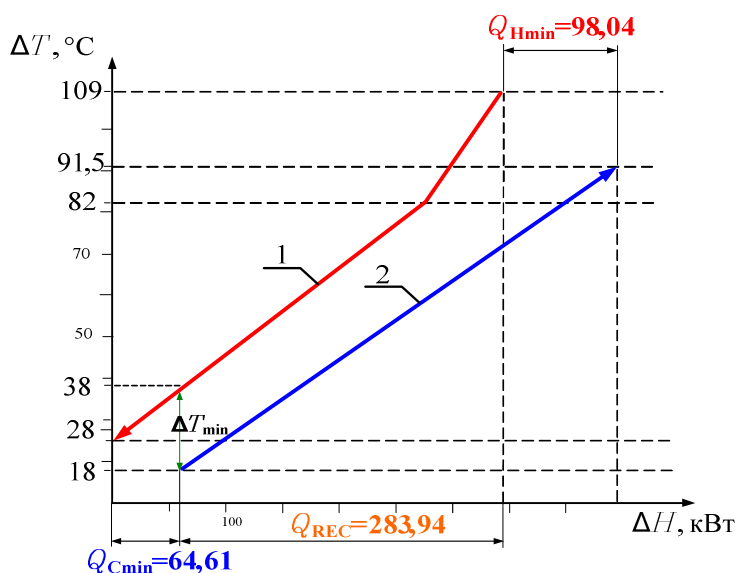


Рисунок 6 – Составные кривые
1 – горячий поток; 2 – холодный поток

Наравне с графическим методом для определения целевых энергетических значений, авторы использовали метод теплового каскада, в котором применяется техника смещения составных кривых на $\Delta T_{\min}/2$. Поточковые данные после смещения представлены в таблице 2.

Таблица 2 – Поточковые данные после смещения

№ потока	Тип потока	$T_s, ^\circ\text{C}$	$T_T, ^\circ\text{C}$	$T^*_T, ^\circ\text{C}$	$T^*_s, ^\circ\text{C}$
1	х	18	91,5	28	101,5
2	г	82	25	72	15
3	г	109	25	99	15

После определения смещенных температурных интервалов в каждом из них вычисляется энергетический баланс (3):

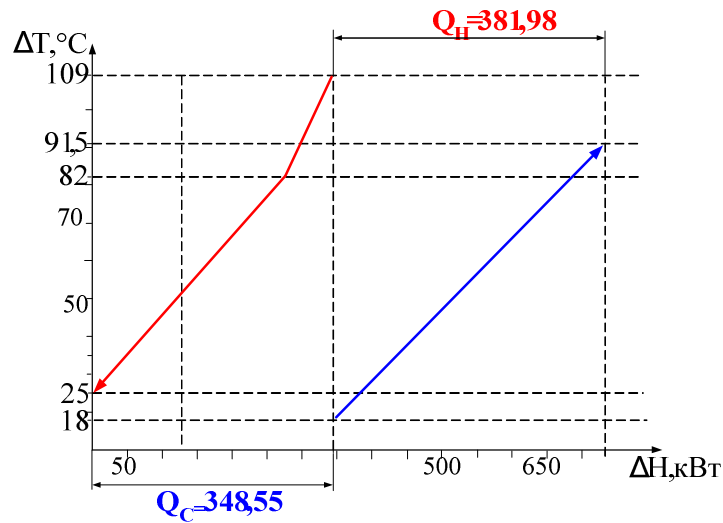


Рисунок 7 – Составные кривые без внедрения пинч-технологии

$$\Delta H_i = \left(\sum_{\substack{\text{Ан}^3 \text{ ої еї аї}^3 \\ \text{її} \text{ òї} \text{ èè}}} CP_C - \sum_{\substack{\text{Ан}^3 \text{ аа} \text{ д} \text{ у} \text{ з} \\ \text{її} \text{ òї} \text{ èè}}} CP_H \right) \Delta T_i, \quad (3)$$

где ΔH_i – тепловой баланс для i -го смещенного интервала, кВт; ΔT_i – величина i -го температурного интервала, °С; CP_C та CP_H – потоковая теплоемкость холодного и горячих потоков, кВт/°С.

На основе теплового баланса (рис. 8), был построен тепловой каскад (рис. 9).

Температуры на границах интервалов	Распределение потоков	$\Delta T_{\text{инт}}, \text{ }^\circ\text{C}$	$CP_C - CP_H, \text{ кВт}/^\circ\text{C}$	$\Delta H_{\text{инт}}, \text{ кВт}$	Избыток/недостаток
101,5°С		2,5	5,1977	12,99	недостаток
99°С		27	2,78	74,98	недостаток
72°С		44	0,227	10,07	недостаток
28°С		13	-4,97	-64,61	избыток
99°С					

Рисунок 8 – Тепловой баланс в температурных интервалах

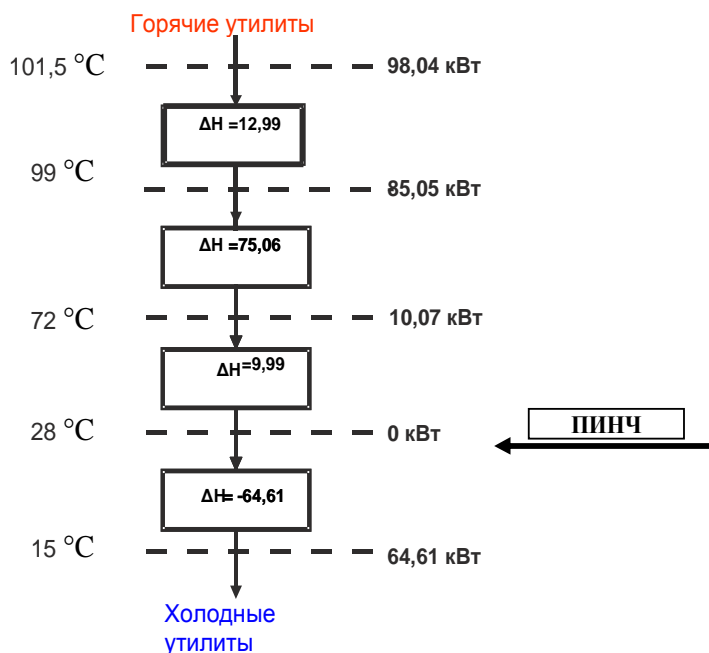


Рисунок 9 – Тепловой каскад

Целевые значения для горячих и холодных теплоносителей составляют $Q_{Hmin} = 98,04$ кВт и $Q_{Cmin} = 64,61$ кВт. Полученные данные совпадают с результатами, полученными с помощью метода построения составных кривых.

Пинч-проектирование. Для того, чтобы синтезировать интегрированную систему теплообмена, рассматриваемого процесса, была построена сеточная диаграмма технологических потоков с указанием локализации пинча (рис. 10).

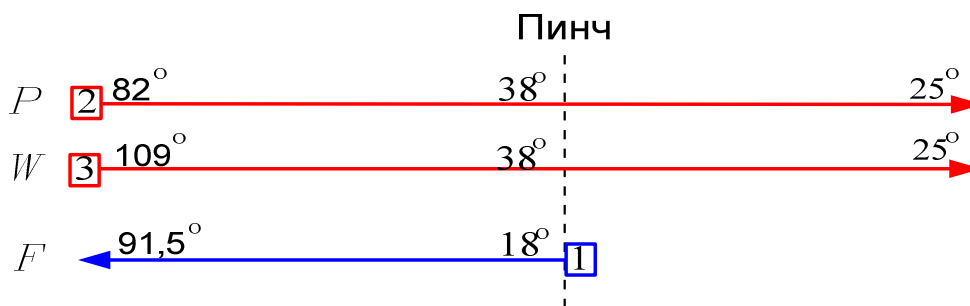


Рисунок 10 – Сеточная диаграмма потоков с указанной локализацией пинча
2, 3 – горячие потоки; 1 – холодный поток

Область пинча делит систему на две термодинамически независимые подсистемы, каждая из которых находится в тепловом равновесии со своими утилитами, т.е. в тепловой сети с максимальной рекуперацией энергии для данного ΔT_{min} и минимальным потреблением внешней энергии запрещена передача тепловой энергии через пинч, для этого с использованием правил и методов пинч-анализа, были выполнены отдельно

проекты тепловых сетей выше и ниже пинча. Подсистема выше пинча представлена на рисунке 11.

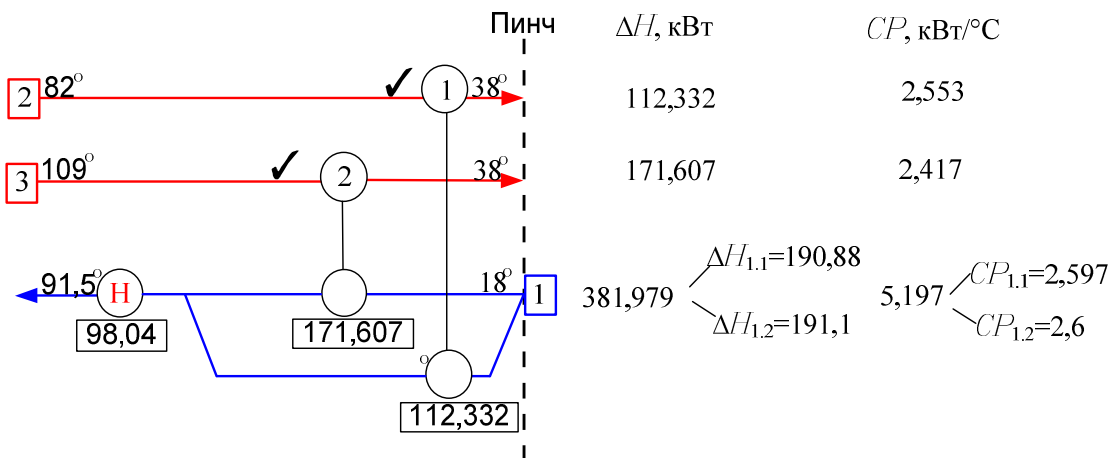


Рисунок 11 – Подсистема выше пинча
 1,2 – рекуперативные теплообменные аппараты;
 Н – утилитный теплообменный аппарат

Для того, чтобы выше пинча осуществить рекуперацию тепловой энергии горячих потоков холодными, необходимо, чтобы количество горячих потоков было меньше или равнялось числу холодных потоков, т.е.

$$N_{in} \leq N_{out}, \tag{4}$$

где N_{in} – количество потоков, которые входят в пинч; N_{out} – количество потоков, которые выходят из пинча.

Как видно из рисунка, условие (4) в данном случае не выполняется, так как в пинч входят два горячих потока, а выходит один холодный поток. Поэтому было произведено расщепление потока № 1 на два потока с теплоемкостями $CP_{1.1} = 2,597$ кВт/°C и $CP_{1.2} = 2,6$ кВт/°C.

Размещение теплообменных аппаратов в подсистеме выше пинча было осуществлено на основе CP-правила (5), начиная с горячего потока с максимальной потоковой теплоемкостью.

$$CP_H \leq CP_C, \tag{5}$$

где CP_H – теплоемкость горячего потока, кВт/°C; CP_C – теплоемкость холодного потока, кВт/°C.

Изменение потоковой энтальпии для горячих потоков было вычислено по формуле (6):

$$\Delta H_n = CP_n (T_{PH} - T_{Sn}), \tag{6}$$

где n – номер потока; T_{PH} – горячая температура пинча, °C; T_{Sn} – температура снабжения, °C.

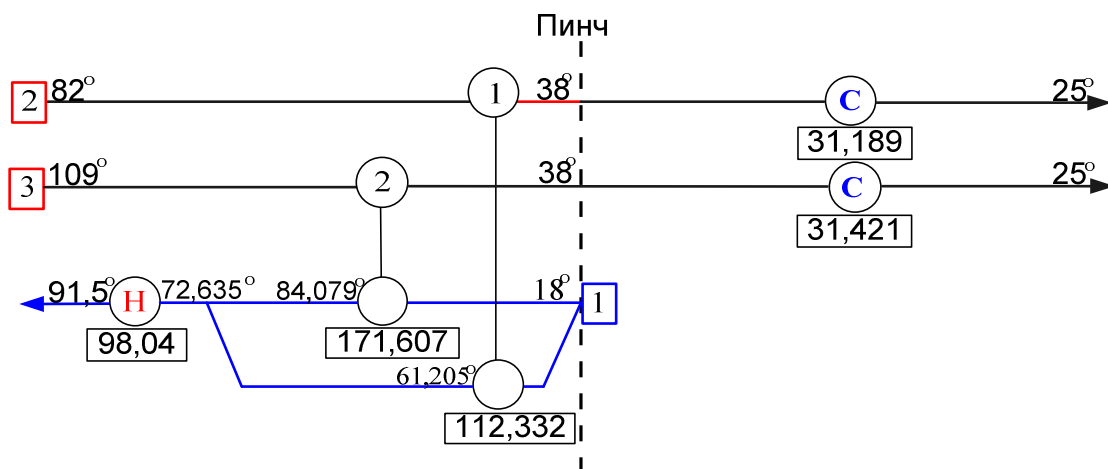


Рисунок 13 – Проект теплообменной сети процесса ректификации смеси бензол-толуол
1,2 – теплообменные аппараты

Для нахождения потоковой энтальпии холодного потока №1 была использована формула (7):

$$\Delta H_n = CP_n (T_n - T_{PC}), \quad (7)$$

где n – номер потока; T_{PC} – холодная температура пинча, °C.

Максимизация тепловой нагрузки теплообменных аппаратов, была произведена при помощи правила эвристической отметки. Полученные значения тепловых нагрузок указаны под соответствующими изображениями теплообменников.

В подсистеме ниже пинча (рис. 12) использовали холодные утилиты для того, чтобы горячие потоки №2 и №3 привести к их целевым температурам.

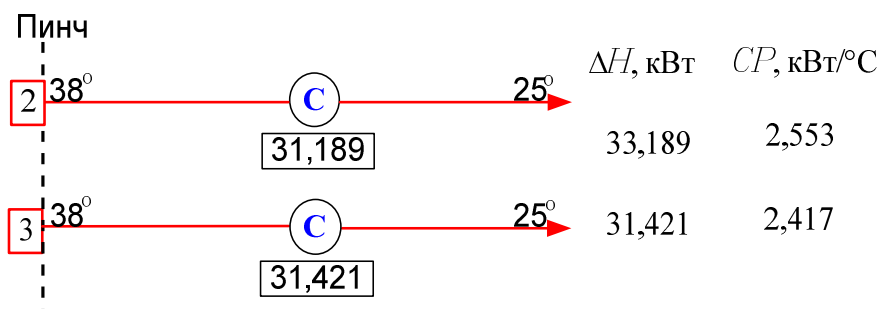


Рисунок 12 – Подсистема ниже пинча
С – охладитель

Последовательное рассмотрение подсистем выше и ниже пинча позволяет получить проект теплообменной сети технологического процесса ректификации смеси бензол-толуол (рис. 13).

Проведено сравнение энергетических затрат процесса ректификации до и после реконструкции технологической схемы (табл. 3)

Таблица 3 – Сравнение энергетических затрат до и после реконструкции

Технологическая схема	Горячие утилиты Q_{Hmin} , кВт	Холодные утилиты Q_{Cmin} , кВт
До реконструкции	381,98	348,55
После реконструкции	98,04	64,61

Таким образом, исходя из данных, записанных в таблице, можно сделать вывод, что мощность горячих утилит снизилась до 98,04 кВт и холодных утилит – до 64,61 кВт. В результате чего удалось уменьшить расход греющего пара в подогревателе в 3,6 раз и расход охлаждающей воды в холодильниках – в 5,5 раз.

На основе полученного проекта теплообменной сети была разработана энерго-технологическая схема процесса ректификации (рис. 14).

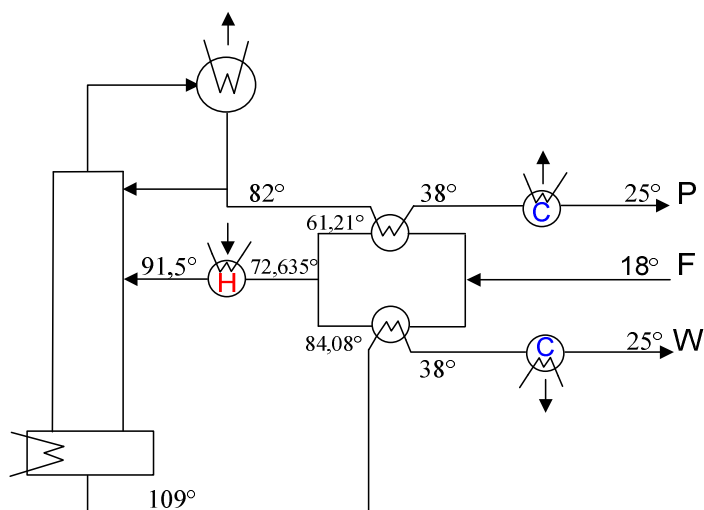


Рисунок 14 – Энерго-технологическая схема

Теплообменная сеть ректификационной установки спроектирована с применением пластинчатого теплообменного оборудования фирмы «Альфа Лаваль» (Швеция). Замена традиционных кожухотрубчатых теплообменников пластинчатыми обусловлена тем, что конструкция пластинчатых теплообменников позволяет существенно снизить энергопотребление при достаточно низкой цене аппаратов, отличается простотой обслуживания и монтажа [11].

Выводы. Внедрение пинч-технологии позволило снизить мощность горячих утилит на 283,94 кВт, что составляет 74,3 % и мощность холодных утилит – на 283,94 кВт, что составляет 81,5 %.

Экономический расчет показал, что срок окупаемости проекта составляет 9 месяцев.

Литература

1. Смит Р., Клемеш Й., ТОВАЖНЯНСКИЙ Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М. Основы интеграции тепловых процессов. – Харьков: НТУ «ХПИ», 2008 – 260 с.
2. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1971. – 784с.
3. Александров И.А. Перегонка и ректификация в нефтепереработке. – М. Химия, 1981. – 352 с.
4. ТОВАЖНЯНСКИЙ Л.Л., Готлинская А.П. Процессы и аппараты химической технологии. Учебник – Харьков НТУ «ХПИ», 2005. – 532 с.
5. Александров И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. Методы расчета и основы конструирования. – М.: Химия, 1978. – 280 с.
6. Гельперин Н.И. Дистилляция и ректификация. – М.-Л.: Госхимиздат, 1947. – 312 с.
7. ТОВАЖНЯНСКИЙ Л.Л. Энергосбережения в технологичних процессах основної хімії.// Інтегровані технології та енергозбереження – 2004 – №2 – с. 28–32
8. ТОВАЖНЯНСКИЙ Л.Л. Энергосберегающая модернизация ректификационных установок с использованием пластинчатого теплообменного оборудования// Інтегровані технології та енергозбереження//Щоквартальний науково-практичний журнал – Харків: НТУ «ХПИ», 2006 – №2, с. 3–6
9. Linnhoff B., Townsend D.W., Boland D., et. al. - User Guide on PROCESS INTEGRATION for the EFFICIENT USE OF ENERGY. – Rugby.: IChemE. 1982, last edition 1994. P. 247
10. Клемеш Й., Кокосис А.С., Костенко Ю.Т., ТОВАЖНЯНСКИЙ Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М., Перевертайленко А.Ю., Зулин Б.Д. – Применение метода пинч-анализа для проектирования энергосберегающих установок нефтепереработки //ТОХТ. 1999. Т. 33, № 4. С. 420–431.
11. Мешалкин В.П., ТОВАЖНЯНСКИЙ Л.Л., Капустенко П.А. Основы теории ресурсосберегающих химико-технологических систем. Учебное пособие. – Харьков: НТУ «ХПИ», 2006 – 412 с.

Bibliography (transliterated)

1. Smit R., Klemesh J., Tovazhnjanskij L.L., Kapustenko P.A., Ul'ev L.M. Osnovy integracii teplovyh processov. – Har'kov: NTU «HPI», 2008 – 260 p.
2. Kasatkin A.G. Osnovnye processy i apparaty himicheskoy tehnologii. – M.: Himija, 1971. – 784p.
3. Aleksandrov I.A. Peregonka i rektifikacija v neftepererabotke. – M. Hi-mija, 1981. – 352 p.
4. Tovazhnjanskij L.L., Gotlinskaja A.P. Processy i apparaty himicheskoy teh-nologii. Uchebnik – Har'kov NTU «HPI», 2005. – 532 p.
5. Aleksandrov I.A. Rektifikacionnye i absorbcionnye apparaty. Metody rascheta i os-novy konstruirovaniya. – M.: Himija, 1978. – 280 p.
6. Gel'perin N.I. Distilljacija i rektifikacija. – M.-L.: Goshimizdat, 1947. – 312 p.
7. Tovazhnjans'kij L.L. Energoberezhennja v tehnologichnih procesah osnovnoї himії.// Інтегровані технології та енергозбереження – 2004 – #2 – p. 28–32
8. Tovazhnjanskij L.L. Jenergoberegajushhaja modernizacija rektifikacionnyh usta-novok s ispol'zovaniem plastinchatogo teploobmennogo oborudovanija Інтегровані технології

ta energozberezhenja//Shhokvartal'nij naukovo-praktichnij zhurnal – Harkiv: NTU «HPI», 2006 – #2, p. 3–6

9. Linnhoff B., Townsend D.W., Boland D., et. al. - User Guide on PROCESS INTEGRATION for the EFFICIENT USE OF ENERGY. – Rugby.: IChemE. 1982, last edition 1994. P. 247

10. Klemesh J., Kokosis A.S., Kostenko Ju.T., Tovazhnjanskij L.L., Kapustenko P.A., Ul'ev L.M., Perevertajlenko A.Ju., Zulin B.D. – Primenenie metoda pinch-analiza dlja proektirovaniya jenergosberegajushhих ustanovok neftepererabotki TOHT. 1999. T. 33, # 4. P. 420–431.

11. Meshalkin V.P., Tovazhnjanskij L.L., Kapustenko P.A. Osnovy teorii resursosberegajushhих himiko-tehnologicheskikh sistem. Uchebnoe posobie. – Har'kov: NTU «HPI», 2006 – 412 p.

УДК 662.6

Чернишов І.С., Бабак Т.Г., Фесенко О.О., Топунова Т.В.

ЕНЕРГОЕФЕКТИВНА ІНТЕГРАЦІЯ ТЕПЛОВОЇ СХЕМИ ПРИ РЕКТИФІКАЦІЇ СУМІШІ БЕНЗОЛ-ТОЛУОЛ

Впровадження пінч-технології до інтеграції теплової схеми при ректифікації суміші бензол-толуол дозволило знизити потужність гарячих утиліт на 283,94 кВт, що становить 74,3 % та потужність холодних утиліт – на 283,94 кВт, що становить 81,5 %.

Економічний розрахунок показав, що термін окупності проекту складає 9 місяців.

стаття надійшла до редакції 06.09.2008 р.