

ЭКСТРАКЦИЯ ДАННЫХ ДЛЯ ПИНЧ-АНАЛИЗА ПРОЦЕССОВ ВЫДЕЛЕНИЯ БЕНЗОЛ-ТОЛУОЛ-КСИЛОЛЬНОЙ ФРАКЦИИ И ГИДРОДЕАЛКИЛАТА В ПРОИЗВОДСТВЕ БЕНЗОЛА

Ульев Л.М., д-р техн. наук, проф.,

Яценко О.А., аспирантка

Ильченко М.В., аспирантка

Национальный технический университет «Харьковский политехнический институт»,
г. Харьков

В работе выполнена экстракция данных для процесса производства бензола. Исследована технологическая схема установки производства бензола, выделены потоки, принимающие участие в получении бензол-толуол-ксилольной фракции и гидродеалкилата. Определены коэффициенты теплоотдачи, разработана сеточная диаграмма существующего процесса.

Data extraction for process benzene production was performed. The technological scheme of installation of benzene was investigated, the flows involved in the preparation of benzene-toluene-xylene fractions and hydrodealkilate was highlighted. The coefficients of heat transfer was determined; the grid diagram of the existing process was made.

Ключевые слова: установка, экстракция, БТК-фракция, гидродеалкилат, сеточная диаграмма.

Введение. При современных темпах развития человечества крупнейшими потребителями природных ресурсов становятся предприятия химической и нефтехимической промышленности. С каждым годом возрастает потребность в сырьевой базе для производства нефтепродуктов. Сейчас значительно повысилось потребление продуктов переработки бензол-толуол-ксилольной фракции и в частности потребление бензола.

Бензол входит в состав бензина, широко применяется в промышленности, является исходным сырьём для производства лекарств, различных пластмасс, синтетической резины, красителей. Хотя бензол входит в состав сырой нефти, в промышленных масштабах он синтезируется из других её компонентов.

Одним из способов производства бензола является метод гидродеалкилирования толуола, побочного продукта каталитического риформинга. Следует отметить, что выход бензола на установке гидродеалкилирования достигает 96-98 % [1].

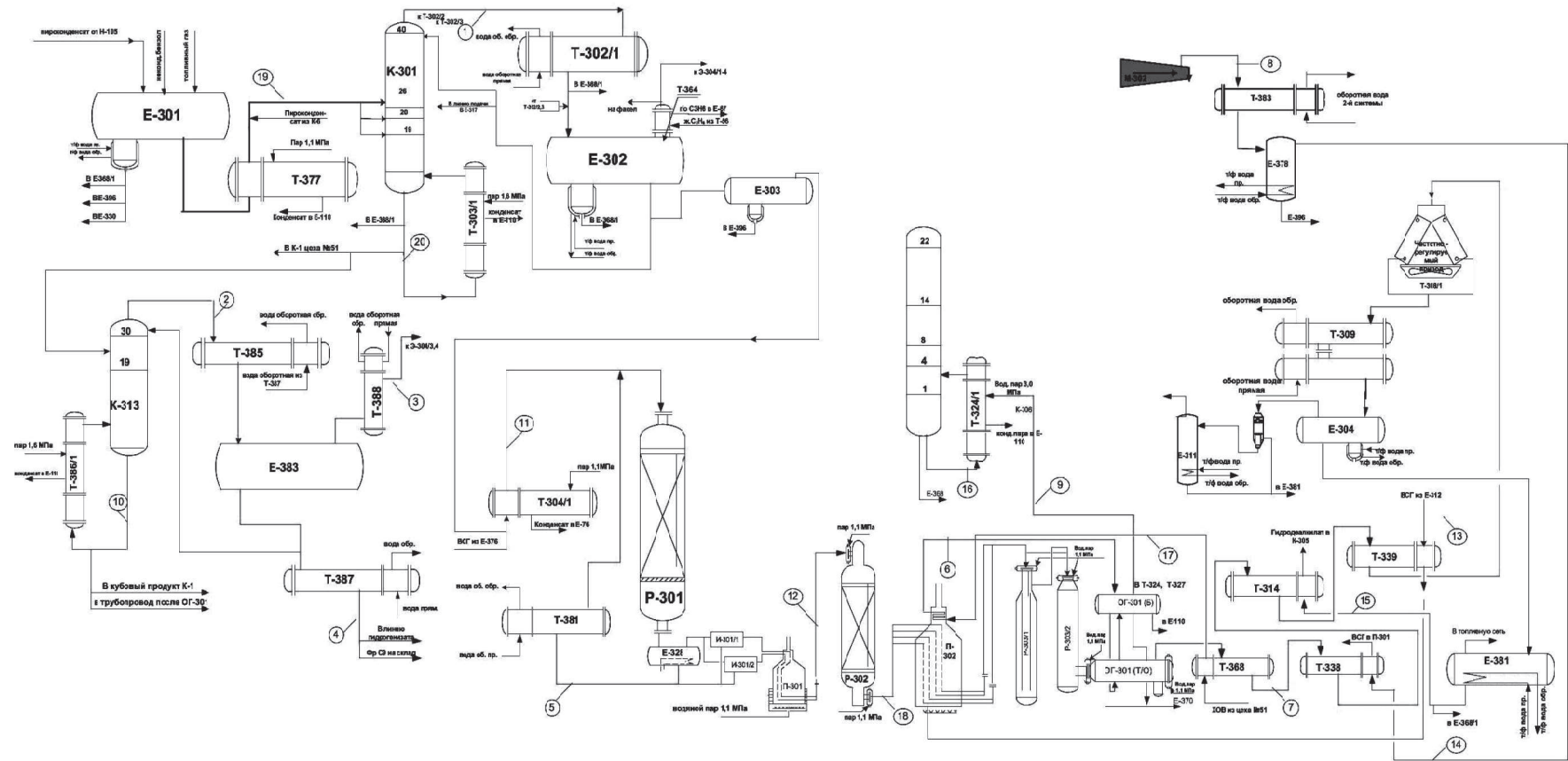
Обеспечить рациональное потребление ресурсов и сократить вредное воздействие химических производств можно на основе всестороннего анализа и оптимизации составляющих их химико-технологических систем. Одним из методов, который позволяет достичь всех этих целей является пинч-анализ [2]. При модернизации существующих производств методы пинч-технологии позволяют максимально использовать уже установленное оборудование, а в новых рабочих сетях снижают инвестиции в проектировочный и строительный процессы.

Описание технологической схемы. Сырьем для получения бензола является бензол-толуол-ксилольная фракция (БТК-фракция), которая выделяется из пироконденсата в ректификационной колонне К-301. Пироконденсат из депентанизатора цеха газоразделения подается в сырьевую емкость (рис. 1).

Пироконденсат из емкости через подогреватель Т-377 подается в колонну К-301. Температура питания К-301 регулируется подачей пара. Ректификация пироконденсата в колонне К-301 производится под вакуумом с целью поддержания температуры куба не выше 180°C во избежание полимеризации непредельных углеводородов. Пары БТК-фракции с верха колонны К-301 частично конденсируются в параллельно работающих дефлегматорах Т-302/1-3 и поступают во флегмовую емкость.

Отходящие газы с верха конденсатора Т-364 поступают к эжекторным модулям. Жидкая фаза подается в колонну К-301 в качестве флегмы. Теплообмен в колонне выделения БТК-фракции осуществляется путем циркуляции кубовой жидкости колонны К-301 через кипятильник Т-303.

БТК-фракция откачивается на первую ступень гидрирования. Кубовый продукт колонны выделения БТК-фракции К-301 подается в колонну К-313. Ректификация в колонне К-313 производится под вакуумом с целью поддержания температуры куба не выше 170°C во избежание полимеризации непредельных углеводородов.



П-301, П-302 – печи; К-301, К-313, К-306 – ректификационные колонны; И-301/1,2 – смесители; Р-301, Р-302 – реакторы гидрирования I и II ступени; Р-303/1,2 – реактор гидродеалкилирования и гидрокрекинга; М-302 – компрессор; Т – кожух трубчатые теплообменники; ОГ – охладитель газов; Е – емкости;

Рис. 1 – Технологическая схема процессов выделения бензол-толуол-ксилольной фракции и гидродеалкилата на установке производства бензола

Пары фракции C_9 с верха колонны К-313 частично конденсируются в дефлегматоре Т-385 и поступают во флегмовую емкость. Газовая фаза углеводородов из флегмовой емкости дополнительно конденсируется в конденсаторе Т-388 и жидкость стекает в емкость. Отходящие газы из обратного конденсатора Т-388 поступают к эжекторным модулям. Жидкая фаза подается в колонну К-313 в качестве флегмы. Теплообмен в колонне К-313 осуществляется путем циркуляции кубовой жидкости колонны К-313 через кипятильник Т-386.

БТК-фракция после коагулятора смешивается с водородсодержащим газом (ВСГ) от компрессора М-302 и поступает через подогреватель Т-304 в реактор гидрирования БТК-фракции I ступени Р-301. В качестве теплоносителя в Т-304 используется водяной пар. В реакторе Р-301 на осерненном палладиевом катализаторе осуществляется жидкофазное гидрирование диеновых и частично олефиновых соединений БТК-фракции.

Гидрогенизат I ступени с низа реактора Р-301 поступает в сепаратор. Постоянство разницы температур по реактору обеспечивается за счет возврата части жидкого гидрогенизата из сепаратора через водяной холодильник Т-381 на вход в реактор Р-301.

Жидкий гидрогенизат из сепаратора подается в смесители И-301/1,2. Смесь гидрогенизата I ступени и ВСГ из смесителей И-301/1,2 подогревается в печи П-301, и поступает в реактор гидрирования II ступени Р-302. В реакторе Р-302 на алюмокобальтмолибденовом катализаторе осуществляется парофазное гидрирование оставшихся олефиновых соединений и гидрообессеривание гидрогенизата I ступени.

Смесь ВСГ, ароматического рецикла и гидрогенизата II ступени подогревается в печи П-302 и поступает в реактор Р-303/1. Реактор Р-303/1 предназначен для проведения реакций гидродеалкилирования ароматических углеводородов и гидрокрекинга неароматических углеводородов. Поток с верха реактора Р-303/1 поступает в реактор Р-303/2. В нем процесс доводится до удовлетворительной степени конверсии алкилбензолов в бензол и завершается гидрокрекинг незначительных количеств неароматических углеводородов.

Гидродеалкилат из реактора Р-303/2 поступает в охладитель газов ОГ-301 и далее направляется в Т-368. Гидродеалкилат из теплообменника Т-368 проходит последовательно теплообменники Т-338, где подогревает водородную фракцию поступающую в П-301; Т-314, где подогревает питание стабилизационной колонны К-305; Т-339, где подогревает ВСГ от компрессора М-301 для узла гидрокрекинга и гидродеалкилирования.

Гидродеалкилат из теплообменника Т-339 охлаждается в воздушном и водяном холодильниках Т-308 и Т-309, и поступает в сепаратор. Газовая фаза с верха сепаратора направляется на узел компримирования водородсодержащего газа и частично поступает в теплообменник Т-339. Гидродеалкилат в жидкой фазе из сепаратора поступает в сепаратор низкого давления.

Водородная фракция с компрессора М-302 проходит водяной холодильник Т-383 и поступает в сепаратор, откуда подается в реактора гидрирования Р-301, Р-302.

Экстракция данных. Для анализа данных энергопотребления и структуры теплообменной сети необходимо выделить технологические потоки, принимающие участие в теплообмене, а так же потоки, которые могут быть включены в тепловую интеграцию.

В результате обследования установки были получены следующие данные:

Пироконденсат. Следует из сырьевой емкости через подогреватель в колонну К-301. $T_{нач}=126\text{ }^{\circ}\text{C}$, $T_{кон}=135\text{ }^{\circ}\text{C}$, расход – 30.59 т/ч.

Пары БТК-фракции. Выходят с верха колонны К-301, частично конденсируются в дефлегматорах и поступают во флегмовую емкость. $T_{нач}=67.1\text{ }^{\circ}\text{C}$, $T_{кон}=27\text{ }^{\circ}\text{C}$, расход – 23.84 т/ч.

Кубовая жидкость К-301. Выходит снизу колонны К-301, нагревается в кипятильнике и поступает назад в колонну. $T_{нач}=146\text{ }^{\circ}\text{C}$, $T_{кон}=159\text{ }^{\circ}\text{C}$, расход – 90.95 т/ч.

Пары фракции C_9 . Выходят с верха колонны К-313, частично конденсируются в дефлегматоре и поступают во флегмовую емкость. $T_{нач}=126\text{ }^{\circ}\text{C}$, $T_{кон}=96\text{ }^{\circ}\text{C}$, расход – 2.51 т/ч.

Кубовая жидкость К-313. Выходит снизу колонны, нагревается в кипятильнике и поступает назад в колонну. $T_{нач}=133\text{ }^{\circ}\text{C}$, $T_{кон}=145\text{ }^{\circ}\text{C}$, расход – 37.41 т/ч.

Газовая фаза углеводородов из Е-383. Выходят из емкости, дополнительно конденсируются и из обратного конденсатора поступают к эжекторным модулям. $T_{нач}=96\text{ }^{\circ}\text{C}$, $T_{кон}=30\text{ }^{\circ}\text{C}$, расход – 0.58 т/ч.

Фракция C_9 . Выходит из емкости, охлаждается и поступает в линию гидрогенизата. $T_{нач}=90\text{ }^{\circ}\text{C}$, $T_{кон}=30\text{ }^{\circ}\text{C}$, расход – 1.1 т/ч.

ВСГ в Р-301. БТК-фракция после коагулятора смешивается с ВСГ от компрессора М-302, через подогреватель поступает в реактор гидрирования I ступени Р-301. $T_{нач}=20\text{ }^{\circ}\text{C}$, $T_{кон}=41\text{ }^{\circ}\text{C}$, расход – 91.75 т/ч.

Рецикловый гидрогенизат. Выходит с низа реактора Р-301, поступает в сепаратор, частично охлаждается в водяном холодильнике и возвращается назад в реактор. $T_{нач}=146\text{ }^{\circ}\text{C}$, $T_{кон}=159\text{ }^{\circ}\text{C}$, расход – 90.95 т/ч.

Гидрогенизат. Смесь гидрогенизата I ступени и ВСГ, подогревается в печи и поступает в реактор гидрирования II ступени Р-302. $T_{нач}=130^{\circ}\text{C}$, $T_{кон}=278^{\circ}\text{C}$, расход – 15.38 т/ч.

Гидрогенизат II-й ступени. Смесь ВСГ, ароматического рецикла и гидрогенизата II-й ступени, после Р-302, подогревается в печи и поступает в реактор Р-303/1. $T_{нач}=270^{\circ}\text{C}$, $T_{кон}=565^{\circ}\text{C}$, расход – 15.01 т/ч.

Охлаждение газов из П-302. Гидродеалкинат из реактора Р-302 поступает в охладитель газов и далее следует в блок охлаждения продуктов гидротермопереработки. $T_{нач}=680^{\circ}\text{C}$, $T_{кон}=163^{\circ}\text{C}$, расход – 11.02 т/ч.

Гидродеалкинат. Выходит из охладителя газов, проходит серию рекуперативных и утилитных теплообменников, и направляется в сепаратор. $T_{нач}=220^{\circ}\text{C}$, $T_{кон}=35^{\circ}\text{C}$, расход – 23.12 т/ч.

ХОВ из цеха 51. Выходит из цеха пиролиза, подогревается и поступает в сепаратор охладителя газов. $T_{нач}=142^{\circ}\text{C}$, $T_{кон}=161,6^{\circ}\text{C}$, расход – 26.3 т/ч.

Пар из ОГ. Выходит из сепаратора, охлаждается и выводится в емкость. $T_{нач}=215^{\circ}\text{C}$, $T_{кон}=215^{\circ}\text{C}$, расход – 2.55 т/ч.

Гидродеалкинат в К-305. Выходит из сепаратора, подогревается в теплообменнике и поступает на питание колонны стабилизации К-305. $T_{нач}=16^{\circ}\text{C}$, $T_{кон}=46,8^{\circ}\text{C}$, расход – 8.96 т/ч.

Кубовая жидкость К-306. Выходит снизу колонны К-306, нагревается в кипятильниках и поступает назад в колонну. $T_{нач}=192^{\circ}\text{C}$, $T_{кон}=211^{\circ}\text{C}$, расход – 93.78 т/ч.

ВСГ из М-302. Проходит компрессор М-302, охлаждается в водяном холодильнике и поступает в сепаратор. $T_{нач}=142^{\circ}\text{C}$, $T_{кон}=161,6^{\circ}\text{C}$, расход – 26.3 т/ч.

ВСГ из Е-312. Выходит из емкости, нагревается и поступает на узел гидродеалкилирования. $T_{нач}=52^{\circ}\text{C}$, $T_{кон}=104^{\circ}\text{C}$, расход – 12.1 т/ч.

ВСГ из Е-378. Выходит из емкости, нагревается и подается в реактора гидрирования Р-301, Р-302. $T_{нач}=32^{\circ}\text{C}$, $T_{кон}=62,2^{\circ}\text{C}$, расход – 21.86 т/ч.

Используя результаты изучения технологической схемы, регламента установки, справочной литературы составляется таблица потоковых данных (табл. 1), которые необходимы для определения тепловой мощности, потребляемой установкой на процессы выделение БТК-фракции и гидродеалкилата [3, 4].

Таблица 1 – Характеристика технологических потоков процессов выделения БТК-фракции и гидродеалкилата

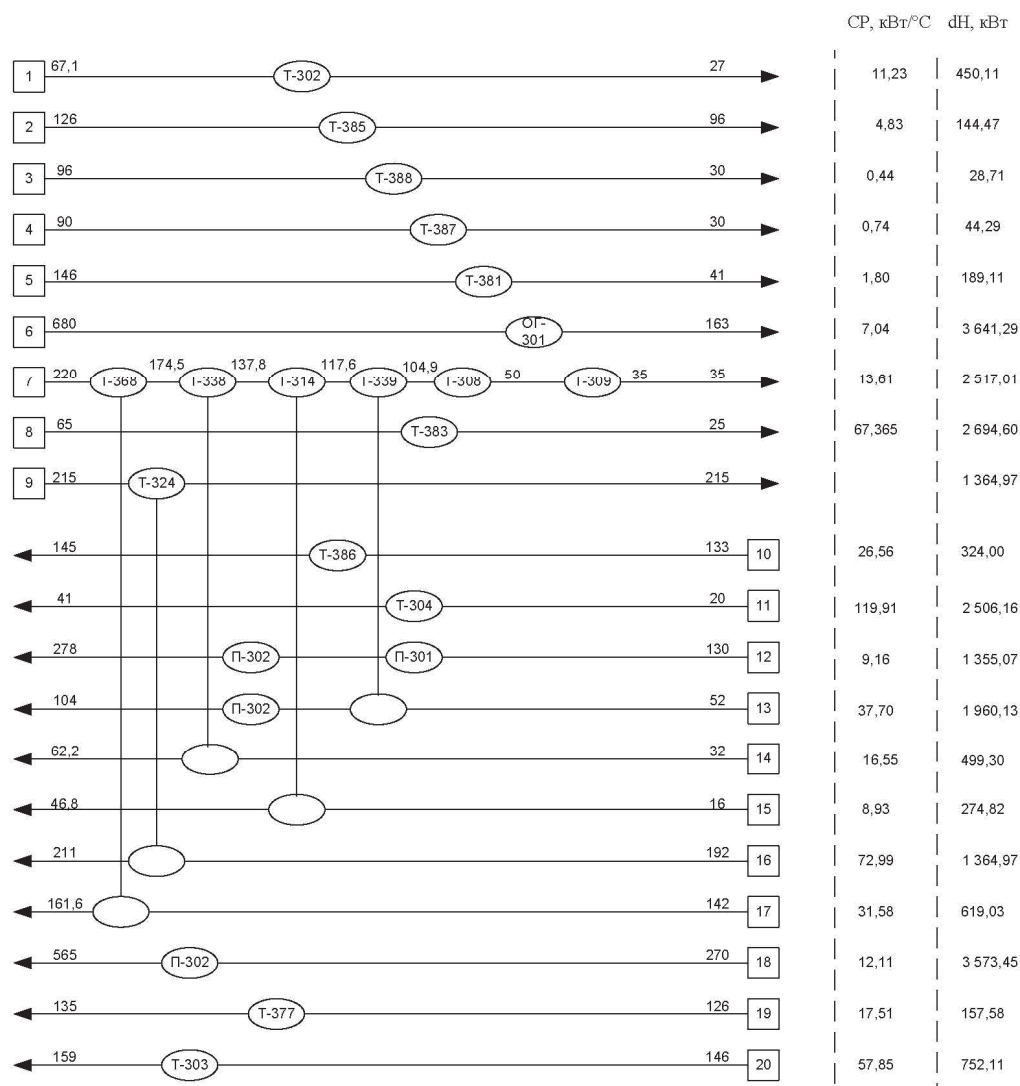
№	Название потока	Тип	TS, °C	TT, °C	G, т/ч	C, кДж/(кг·°C)	CP, кВт/°C	г, кДж/кг	α , кВт/м ² К	dH, кВт
1	Пары БТК-фракции из К-301	гор	67,1	27	23.84	1,695	11,225		0,764	450,11
2	Пары фракции С9 из К-313	гор	126	96	2.5	6,933	4,832		0,764	144,47
3	Газовая фаза углеводородов из Е-383	гор	96	30	0.58	2,700	0,435		0,764	28,71
4	Фракция С9	гор	90	30	1.11	2,385	0,735		0,142	44,29
5	Рецикловый гидрогенизат	гор	146	41	2.76	2,342	1,801		0,714	189,11
6	Охлаждение газов из П-302	гор	680	163	11.02	2,300	7,043		0,467	3 641,29
7	Гидродеалкинат	гор	220	35	23.12	2,119	13,605		0,544	2 517,01
8	ВСГ из М-302	гор	65	32	21.86	11,094	67,365		0,484	2 223,05
9	Пар из Ог	гор	215	215	2.55			1924	0,818	1 364,97
10	Кубовая жидкость К-313	хол	133	145	37.41	2,555	26,557		0,173	324,00
11	ВСГ в Р-301	хол	20	41	91.75	4,705	119,912		0,818	2 506,16
12	Гидрогенизат	хол	130	278	15.38	2,142	9,156		0,818	1 355,07
13	Жидкость К-302	хол	52	104	12.10	11,21	37,695		0,5	1 960,13
14	ВСГ из Е-378	хол	32	141	21.86	2,725	16,547		0,375	1 795,33
15	Гидродеалкилат в К-305	хол	16	112	8.96	3,585	8,926		0,5	856,86
16	Кубовая жидкость К-306	хол	192	211	93.78	2,802	72,993		0,818	1 364,97
17	ХОВ из цеха	хол	142	166	26.30	4,322	31,575		0,714	764,11
18	Гидрогенизат 2й ст	хол	270	565	15.01	2,905	12,113		0,818	3 573,45
19	Пироконденсат	хол	126	135	30.59	2,061	17,509		0,173	157,58
20	Кубовая жидкость К-301	хол	146	159	90.95	2,290	57,854		0,173	752,11

В целом, в распоряжении имеется 9 горячих технологических потоков и 11 холодных потоков с определенными потоковыми данными.

Анализ существующей теплообменной сети. Используя полученные технологические потоковые данные, построим популяцию горячих и холодных потоков на сеточной диаграмме существующего процесса (рис. 2).

По измеренным температурам технологических потоков и их потоковыми теплоемкостями определяем мощность каждого из рекуперативных теплообменников [5].

На сеточной диаграмме были построены теплообменные связи между технологическими потоками, а также была определена мощность рекуперации, которая составила 2 930,90 кВт.



*T – теплообменные аппараты; П – печи; ОГ – охладитель газов;
СР – потоковая теплоемкость, кВт/К; ΔН – изменения потоковой энтальпии, кВт*

Рис. 2 – Сеточная диаграмма существующего в настоящее время теплоэнергетической системы процессов выделения БТК-фракции и гидродеалкилата

Выводы. Исследовав процессы выделения БТК-фракции и гидродеалкилата на установке производства бензола, были получены необходимые потоковые данные, систематизированы и внесены в таблицу. С помощью сеточной диаграммы было рассчитано количество горячих 10455,72 кВт и холодных 8 143,66 кВт утилит, потребляемые процессом и существующую 2 930,90 кВт рекуперацию тепловой энергии. Результаты данной работы можно использовать для анализа энергосберегающего потенциала и реконструкции существующего процесса.

Література

1. Бардик Доналд Л., Леффлер Уильям Л. Нефтехимия. – М.: ЗАО «Олимп – Бизнес». – 2001. – 416 с.
2. Смит Р. Основы интеграции тепловых процессов. Харьков. НТУ «ХПИ» / Р. Смит, Й. Клемеш, Л.Л. Товажнянский, П.А. Капустенко, Л.М. Ульев. – Харьков: НТУ «ХПИ». – 2000. – 457 с.
3. Linnhoff B., Townsend D.W., et al. User guide on process integration for the efficient use of energy. – Rugby: The Institution of Chemical Engineering. – 1994. – 247 p.
4. Капустенко П.А., Кузин А.К., Макаровский Е.Л., Товажнянский Л.Л., Ульев Л.М., Черная Е.Б. Альтернативная энергетика и энергосбережение: современное состояние и перспективы. – Харьков: Вокруг цвета. – 2004. – 312 с.
5. Методичні вказівки для вивчення учбових матеріалів по розділу «Вступ до пінч-аналізу» за курсом «Вступ до спеціальності» для студентів хіміко-технологічних спеціальностей усіх форм навчання / Уклад. Товажнянський Л.Л., Ульєв Л.М. – Харків: НТУ «ХПИ». – 2010. – 40 с.

УДК 658.26:665.63:338.45

ЕКСТРАКЦІЯ ДАНИХ ПРОЦЕСУ АТМОСФЕРНОЇ ПЕРЕГОНКИ НАФТИ З БЛОКОМ ЕЛЗУ НА АВТ-А12/6

Ульєв Л.М., д-р техн. наук, проф.,
Хіміч О.І., аспірант,
Каніщев М.В., здобувач
Національний технічний університет
«Харківський політехнічний інститут», м. Харків

Представлена робота присвячена вивченню процесу первинної переробки нафти, визначенню енерговитрат за схемою, що існує, визначення потоків, які будуть використані під час теплової інтеграції процесу.

Presented work is dedicated to study of the process of primary oil refining, determination heat exchange on existing scheme, defined streams that will be used during thermal integration process.

Ключові слова: ректифікація, переробка нафти, система потоків, теплообмін, пінч-аналіз, інтеграція, сіткова діаграма.

Постановка проблеми

У зв'язку з постійним подорожчанням енергоносіїв, зв'язаному з майбутнім повним їх вичерпанням, не викликає сумнівів необхідність раціонального використання енергоресурсів, особливо в такій енергоємній галузі, як хімічна та нафтохімічна промисловість [1].

Нафтопереробні заводи (НПЗ) є найбільшим споживачем паливно-енергетичних ресурсів, в тому числі котельно-пічного палива, теплової та електричної енергії. Ефективність, раціональність їх використання в процесах переробки нафти визначається ефективністю роботи технологічного обладнання заводу. Однак технологічні установки діючих НПЗ - це, в основному, великотоннажні потужності, побудовані в більшості випадків багато років тому і не відповідають сучасним вимогам по якості продукції, безпеки, рівню автоматизації управління процесами і т. д.

Для того, щоб задовольнити сучасним вимогам існуючі установки переробки нафти піддаються реконструкції [2]. У ході такої реконструкції капіталовкладення в нове обладнання повинні бути мінімальні. Це можна здійснити шляхом найбільш повного використання вже існуючого обладнання.

Одним із таких методів оптимізації є метод пінч аналіз. Пінч-аналіз використовується для визначення цільових значень вартості енергії, яка споживається хіміко-технологічною системою (ХТС) і необхідних інвестицій у створення теплообмінної системи, яка і виконує енергозбережну функцію [3]. Застосування пінч-методу дозволяє домогтися істотної фінансової економії за рахунок мінімізації використання зовнішніх енергоносіїв шляхом максимального застосування рекуперації теплоти в рамках розглянутої енерготехнологічної системи. При цьому даний метод дозволяє мінімізувати теплообмінну поверхню і кількість теплообмінних одиниць, оптимізувати перепад тиску в мережі та розміщення силових установок, мінімізувати кількість стічних вод і емісію вуглекислого газу.[4]

Опис технологічного процесу і технологічної схеми установки. Комбінована установка ЕЛЗУ АВТ-А12/6 призначена для знесолення та зневоднення сирової нафти, атмосферної перегонки знесоленої нафти, вакуумної перегонки мазуту, стабілізації та вторинної перегонки бензину з метою отримання си-