

УДК 66.011

## АНАЛИЗ ЭФФЕКТИВНОСТИ РАБОТЫ ТЕПЛООБМЕННОЙ СИСТЕМЫ ПРОЦЕССА ПРОИЗВОДСТВА СТИРОЛА: ПИНЧ-АНАЛИЗ

© 2019 г. А. И. Абсагтаров<sup>1</sup>, \*, Ю. А. Писаренко<sup>1</sup>, М. В. Михайлов<sup>1</sup>

<sup>1</sup>МИРЭА – Российский технологический университет (Институт тонких химических технологий имени М.В. Ломоносова), Москва, 119571 Россия

\*E-mail: artabs@yandex.ru

Поступила в редакцию 15.03.2017 г.

После доработки 26.09.2018 г.

Принята к публикации 01.10.2018 г.

В статье представлены результаты применения пинч-анализа для оценки эффективности работы теплообменной системы процесса дегидрирования этилбензола. Получены энергетические характеристики, целевые значения энергопотребления, а также проведена оценка степени использования энергетических потенциалов внутренних потоков теплообменной системы. Выявлен потенциал для повышения эффективности использования тепловой энергии. На основе полученных результатов сформулированы рекомендации по усовершенствованию технологии процесса дегидрирования этилбензола, позволяющие повысить гибкость процесса, а также степень его энергоинтеграции на 25%.

**Ключевые слова:** пинч-анализ, энергоинтеграция, оптимизация, дегидрирование этилбензола, производство стирола

DOI: 10.1134/S0040357119030011

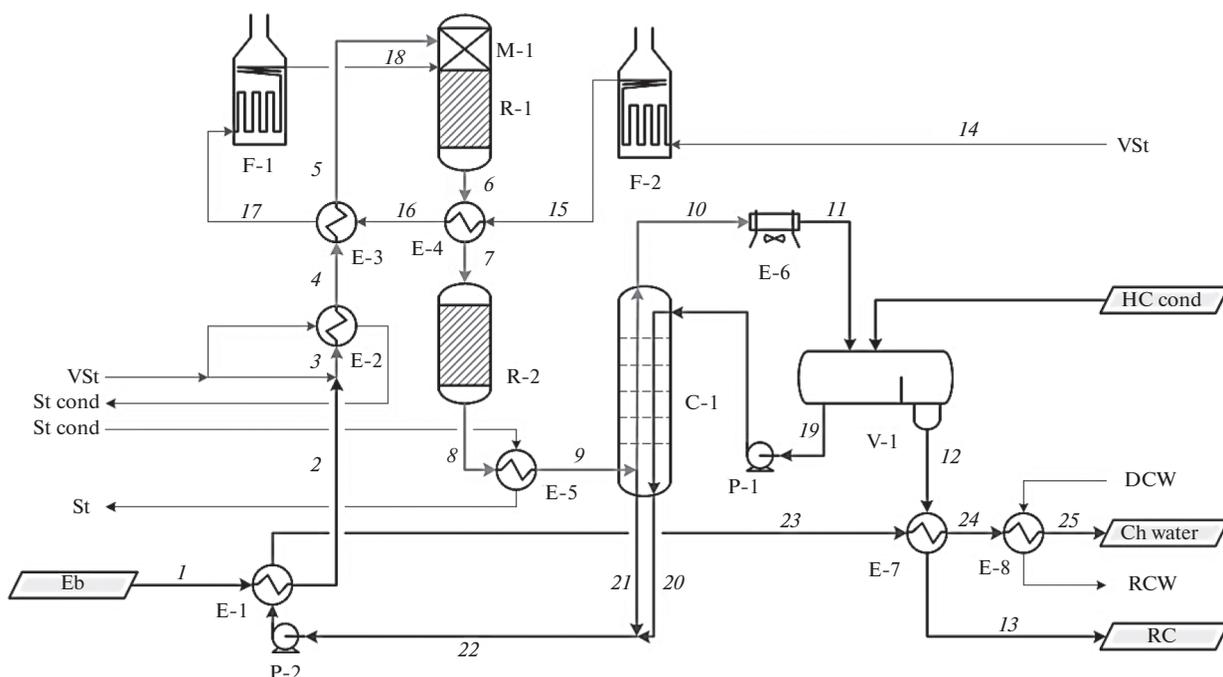
### ВВЕДЕНИЕ

На сегодняшний день пинч-технология является одним из наиболее продуктивных и широко используемых методов поиска вариантов эффективного использования энергии [1]. Вопрос оптимального использования энергии особенно актуален при разработке и модернизации химических и нефтехимических производств [2]. Большие объемы потребляемых энергетических ресурсов (утилит), ограничения объемов, сбрасываемых в атмосферу продуктов горения углеводородных топлив (CO<sub>2</sub>) характерные для них обуславливают большой интерес к поиску решений по сокращению потребления энергетических ресурсов [1, 3, 4].

Методика пинч-анализа была впервые разработана независимо несколькими авторами: Хоманн (1971), Умеда и др. (1978–1979), Линнхофф и др. (1978–1979) [1, 5]. Первые попытки применения методики были направлены на повышение эффективности использования энергии в процессах подогрева исходной смеси на нефтехимических и нефтеперерабатывающих предприятиях [1]. В дальнейшем данный метод был применен при оптимизации отдельных типов и единиц оборудования (теплообменная система, дистилляция, система утилит и др.), стадий производства (разработка нового процесса, разработка плана реконструкции) [3, 6–11].

Благодаря впечатляющим результатам (снижения потребления энергии на 10–30%) методика пинч-анализа получила большую популярность и широкое применение в научной и инженерной среде [1, 12]. Таким образом, на сегодняшний день методика успешно развивается, используется многими мировыми фирмами, поддерживается различными системами грантов, пинч-анализ включен в учебные курсы ряда университетов, осуществляющих подготовку специалистов в области инженерной химии [5, 7].

На сегодняшний день лидерами на территории России и стран СНГ в области развития пинч-анализа и внедрения в инженерную практику его результатов являются научные коллективы Харьковского политехнического института (НТУ ХПИ) и РХТУ им. Д.И. Менделеева. Ими подготовлен ряд научных монографий, отражающих состояние и перспективы развития современных методов энергосбережения [13, 14, 16], а также выполнена серия научно-исследовательских и прикладных работ по энергетической оптимизации установок первичной переработки нефти АВТ 21/2 [14, 17], процессов переработки продуктов коксования [15]. Проведены исследования в области усовершенствования процедуры пинч-анализа и систематизации методов его практического использования [18, 19].



**Рис. 1.** Принципиальная схема узла дегидрирования этилбензола: C-1 – водяной абсорбер; E-1–E-8 – теплообменные аппараты; F-1, F-2 – пароперегревательные печи; M-1 – камера смешения; P-1, P-2 – центробежные насосы; R-1, R-2 – секции реактора дегидрирования; V – емкость; St – водяной пар, St cond – паровой конденсат; потоки: Eb – этилбензол, RC – реакционная масса, HC cond – углеводородный конденсат, Ch water – химзагрязненная вода.

В настоящей работе объектом анализа является процесс дегидрирования этилбензола в стирол, включающий в себя стадии подготовки сырья, дегидрирования этилбензола и конденсации продуктов дегидрирования. Технологическое оформление процесса характеризуется высокими объемами потребляемой энергии, выбросами продуктов горения топливного газа [20]. Вследствие этого, технология процесса дегидрирования этилбензола требует ясного понимания путей рекуперации, утилизации и использования тепловой энергии.

### ПИНЧ-АНАЛИЗ ПРОЦЕССА ДЕГИДРИРОВАНИЯ ЭТИЛБЕНЗОЛА В СТИРОЛ

Принципиальная схема процесса дегидрирования этилбензола в стирол установки по производству стирола приведена на рис. 1.

**Описание узла дегидрирования.** Жидкий поток этилбензола нагревают потоком химзагрязненной воды (далее ХЗВ) в рекуперационном теплообменнике E-1 и подают в испаритель E-2, где он частично испаряется за счет подачи водяного пара (далее ВП) непосредственно в поток этилбензола, а затем полностью в испарителе E-2 за счет конденсации ВП. Газообразный этилбензол перегревают в рекуперационном теплообменнике E-3 перегретым ВП и подают в камеру смешения M-1 первой секции реактора дегидрирования

этилбензола, где происходит смешение этилбензола с ВП с целью нагрева и снижения парциального давления первого. Снижение парциального давления этилбензола способствует повышению конверсии реакции дегидрирования. Реакция дегидрирования этилбензола эндотермична и протекает с потерей тепла. Условия проведения процесса: температура 560–630°C, давление 3.5 кгс/см<sup>2</sup>, соотношение ВП : этилбензол ~2.5–3 : 1. Для достижения высокой конверсии реактор дегидрирования разбит на 2 секции, между которыми происходит промежуточный подогрев реакционной массы перегретым ВП. После второй секции реактора реакционная масса охлаждается в котле утилизаторе до 150°C и поступает на охлаждение в пенный аппарат C-1, где охлаждается потоком ХЗВ, из которой, в свою очередь, происходит выпаривание углеводородов (далее УВ). Также в процессе охлаждения в пенном аппарате происходит частичная конденсация воды из потока реакционной массы. Газообразная реакционная масса, отбираемая из верхней части пенного аппарата, проходит батарею воздушных теплообменников, при этом происходит ее полная конденсация.

Углеводородный конденсат (далее УВК) стекает в емкость V-1, куда также стекает конденсат со стадии охлаждения слувок. В аппарате V-1 жидкость расслаивается на углеводородный и водный слои, после чего частично обезвоженный УВК че-

рез теплообменник E-7 направляется на склад и далее на разделение, а водный слой насосом P-1 подают на орошение пенного аппарата C-1.

Жидкость из куба пенного аппарата C-1 (поток XЗВ) насосом P-2 перекачивают через теплообменники E-1, E-7 и E-8, где она охлаждается потоками сырьевого этилбензола, УВК и циркуляционной водой соответственно. Затем охлажденную XЗВ направляют на очистные сооружения.

Таким образом, в данном узле производится теплоподвод в аппаратах поз. E-2 паром, и поз. F-1, F-2 посредством сжигания топливного газа. Утилизацию тепла осуществляют в котле-утилизаторе E-5, в воздушных теплообменниках E-6, а также в водном теплообменнике E-8. В теплообменниках E-1, E-3, E-4, E-7 происходит теплообмен между потоками сырьем, продуктами, полупродуктами и отходами процесса.

Описанный выше процесс является существенно энергозатратным, как на стадии подвода тепла, так и на стадии его утилизации, кроме того, в нем присутствует теплообмен между системными потоками, вследствие чего данный процесс представляет большой интерес для проведения оценки эффективности использования тепловой энергии.

В данной статье рассматривается технология производства стирола производительностью 4.6 т/ч, что соответствует 36800 т/год.

**Анализ потоков.** Традиционный метод представления характеристик существующей теплоэнергетической системы предполагает построение композитных кривых и сетчатой диаграммы. В большинстве литературных источников для ознакомления с методикой пинч-анализа использован графический метод – сложение векторов, который становится весьма громоздким при наличии большого количества тепловых потоков.

Первый этап анализа предполагает сбор данных о физико-химических свойствах потоков системы, включающих их расходы  $G$ , т/ч; начальные, конечные и промежуточные температуры  $T_{in}$ ,  $T_{out}$  и ( $^{\circ}C$ ) соответственно; сведения о фазовых переходах, значения теплоемкостей  $C_p$  (кДж/кг К) и ряд других параметров. Далее процесс был смоделирован в программном пакете Aspen HYSYS<sup>®</sup>.

В табл. 1 представлены энергетические параметры узла дегидрирования этилбензола в стирол. Столбцы 1 и 2 содержат обозначение и название потоков; столбец 3 – номера потоков на схеме, представленной на рис. 1; 4 – характер теплообмена; 5 и 6 – соответственно температуры потоков на входе и на выходе из теплообменников,  $^{\circ}C$ ; 7 – массовый расход потоков, т/ч; 8 – удельная теплоемкость потоков, кДж/кг  $^{\circ}C$ ; 9 – удельная теплота испарения, кДж/кг; 10 – изменение энергии потоков вследствие теплообмена, кВт. Результаты, приве-

денные в табл. 1, получены посредством расчета с использованием аппроксимации удельной теплоемкости  $C_p$  потоков и удельной теплоты испарения  $r$  в пределах одной стадии теплообмена (в одном теплообменнике). Изменения энергии  $\Delta Q$  рассчитывали с использованием следующих формул:

1) При отсутствии фазового перехода в процессе теплообмена (пример – поток H1, табл. 1):

$$\Delta Q = (T_{in} - T_{out})G C_p. \quad (1)$$

2) Если же фазовый переход в процессе теплообмена происходит (пример – поток H2, табл. 1):

$$\Delta Q = Gr. \quad (2)$$

В случае, когда в процессе теплообмена (независимо от количества стадий) происходит как подогрев (охлаждение), так и фазовый переход (испарение или конденсация), общее количество энергии соответствующее данному теплообмену получали сложением энергии затраченной в каждом из указанных процессов (пример – поток H2, табл. 1: суммарное количество энергии, затраченной на теплообмен, получается вследствие суммирования энергии, затраченной на отдельные процессы: охлаждение водяного пара, конденсацию водяного пара и охлаждение УВ газа).

Описанным выше способом рассчитаны изменения энтальпии для всех горячих и холодных потоков, представленных в табл. 1, причем в отдельную графу выделены потоки, или их части, которые участвуют в рекуперативном теплообмене – это горячие потоки H1, H2, H3 и холодные C1, C2, C3, C4 соответственно.

**Анализ энергетических характеристик системы.** Таблица 1 позволяет осуществить расчет ряда энергетических характеристик рассматриваемой схемы.

Сложив изменения энергии потоков вследствие рекуперативного теплообмена отдельно для горячих и холодных потоков, получим суммарное количество энергии, которое было рекуперировано в данном процессе  $\Sigma Q_1$  (кВт), при этом убеждаемся, что сумма рекуперированной энергии одинакова, как и для горячих потоков, так и для холодных. Таким образом подтверждена правильность расчета изменений энергии отдельных потоков. В данном процессе (табл. 1) для горячих потоков  $\Sigma Q_1$  составило 4886.07 кВт, для холодных 4876.03 кВт, наличие погрешности 10.04 кВт (0.2%) связано с применением аппроксимации при расчетах изменений энергии.

Суммируя изменение энергии  $\Delta Q = \Sigma Q_H$  (кВт) всех отдельных горячих потоков, определяем общее количество тепловой энергии, которое следует отвести от всей системы для того, чтобы охладить все горячие потоки до требуемых температур. В свою очередь, сумма  $\Delta Q = \Sigma Q_C$  (кВт) всех отдельных холодных потоков соответствует общему количеству тепловой энергии, которое необходимо под-

Таблица 1. Термодинамические параметры потоков

№ потока	Поток	№ на схеме	Процесс	Температура		Расход массовый	Уд. теплоемкость	Теплота испарения	Изменение энергии
				Вх	Вых				
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
				$T_{in}$	$T_{out}$	$G$	$C_p$	$r$	$\Delta Q$
				°С	°С	т/ч	кДж/(кг °С)	кДж/кг	кВт
<b>Горячие потоки</b>									
<b>В рекулераторах</b>									
Н1	Пар разбавления	15–16	Охлаждение	710	696.2	25	2.298	–	220.22
–	–	16–17	Охлаждение	696.2	527.6	25	2.242	–	2625.01
–	–	–	Итого	–	–	–	–	–	2845.23
Н2	Контактный газ	21	Охлаждение водяного пара	150	118.5	1.649	1.926	–	27.79
–	–	21	Конденсация водяного пара	118.5	117.4	1.649	–	–	1020.09
–	–	9–10	Охлаждение УВ газа	150	115.6	33.966	1.854	–	601.74
–	–	–	Итого	–	–	–	–	–	1649.62
Н3	ХЗВ	22–23	Охлаждение	117.4	107.6	26.88	4.445	–	325.26
–	–	23–24	Охлаждение	107.6	105.6	26.88	4.417	–	65.96
–	–	–	Итого	–	–	–	–	–	391.22
–	–	–	–	–	–	–	–	–	–
<b>Итого рекуперированной энергии <math>\Sigma Q_r</math>, кВт</b>									
<b>В холодильниках</b>									
Н4	Реакционный газ	8–9	Охлаждение	576	150	35.62	2.342	–	9871.61
Н5	Газ после абсорбции	10–11	Конденсация УВ	115.6	69.5	33.243	–	1948	17988.16
–	–	–	Охлаждение конденсата	69.5	65	33.243	3.667	–	152.38
–	–	–	Охлаждение газа	115.6	65	0.723	3.311	–	33.65
–	–	–	Итого	–	–	–	–	–	18174.18
Н3	ХЗВ	24–25	Охлаждение	105.6	40.00	26.88	4.412	–	2161.06
–	–	–	–	–	–	–	–	–	–

Таблица 1. Окончание

№ потока	Поток	№ на схеме	Процесс	Температура		Расход массовый	Уд. теплоемкость	Теплота испарения	Изменение энергии
				Вх	Вых				
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
		–		$T_{in}$	$T_{out}$	$G$	$C_p$	$r$	$\Delta Q$
		–		°C	°C	т/ч	кДж/(кг °C)	кДж/кг	кВт
Итого оборот энергии $\Sigma Q_H$ , кВт									
Подвод внешней холодной утилиты $\Sigma Q_{C,ex}$ кВт									
–									
<b>Холодные потоки</b>									
–									
<b>В рекуператорах</b>									
C1	Этилбензол	1–2	Нагрев	23	99	8.616	1.800	–	327.41
–	–	4–5	Нагрев	150	550	10.616	2.230	–	2630.41
–	–	–	Итого	–	–	–	–	–	2957.82
C2	Контактный газ	6–7	Межступ. подогрев	590.5	600	35.62	2.358	–	221.65
C3	УВК	12–13	Нагрев	65	80	8.466	1.820	–	64.20
C4	ХЗВ	19–20	Нагрев	65	117.4	25.23	4.445	–	1632.37
–	–	–	–	–	–	–	–	–	–
Итого рекуперированной энергии $\Sigma Q_1$ , кВт									
–									
<b>В нагревателях</b>									
C1	Этилбензол	3–4	Нагрев газа	128.7	150	4.067	1.790	–	43.07
–	–	–	Испарение жидк.	–	–	6.549	–	568.9	1034.92
–	–	–	Итого	–	–	–	–	–	1078.00
C5	Пар разбавления	14–15	Нагрев	183.5	710	25	2.298	–	8402.06
C6	Пар разбавления	17–18	Нагрев	527.6	680	25	2.281	–	2414.06
–	–	–	–	–	–	–	–	–	–
–	–	–	–	–	–	–	–	–	–
Итого оборот энергии $\Sigma Q_C$ , кВт									
Подвод внешней горячей утилиты $\Sigma Q_{H,ex}$ кВт									
–									
16770.15									
11894.12									

**Таблица 2.** Распределение отвода энергии от горячих потоков по температурным промежуткам

Температурный промежуток	Температуры, °С		Изменение энергии технологических потоков в соответствующих температурных промежутках, кВт					Сумма энергии за промежуток ΔTi, кВт	Изменение энергии от температуры, кВт	
	ΔTi	T <sub>in</sub>	T <sub>out</sub>	H1	H2	H3	H4			H5
ΔT1	710.0	680.0	472.4	—	—	—	—	—	478.8	34659.2
ΔT2	680.0	600.0	1245.6	—	—	—	—	—	1245.6	33413.7
ΔT3	600.0	590.5	147.9	—	—	—	—	—	147.9	35138.0
ΔT4	590.5	576.0	225.8	—	—	—	—	—	225.8	33265.8
ΔT5	576.0	550.0	404.8	—	—	—	602.5	—	1007.3	33040.0
ΔT6	550.0	527.6	348.8	—	—	—	519.1	—	867.8	32032.7
ΔT7	527.6	183.5	—	—	—	—	7973.8	—	7973.8	31164.9
ΔT8	183.5	150.0	—	—	—	—	776.3	—	776.3	23191.1
ΔT9	150.0	128.7	—	391.4	—	—	—	—	391.4	22414.8
ΔT10	128.7	117.4	—	1226.8	—	—	—	—	1226.8	22023.4
ΔT11	117.4	115.6	—	31.5	59.7	—	—	—	91.2	20796.7
ΔT12	115.6	99.0	—	—	548.9	—	—	15801.4	16351.4	20705.5
ΔT13	99.0	80.0	—	—	625.9	—	—	1685.7	2309.2	4354.0
ΔT14	80.0	65.0	—	—	494.1	—	—	717.3	1215.1	2044.8
ΔT15	65.0	40.0	—	—	823.6	—	—	—	829.7	829.7
ΔT16	40.0	23.0	—	—	—	—	—	—	0.0	0.0
—	23.0	0.0	—	—	—	—	—	—	0.0	0.0
Σ	—	—	2845.2	1649.6	2552.2	9871.6	18204.3	—	35138.0	—

вести к системе для того, чтобы нагреть все холодные потоки до требуемых температур.

Определив значения общей тепловой энергии, которое рекуперировано в данной системе ΣQ<sub>1</sub> (кВт), а также требуемых количеств тепловой энергии для охлаждения горячих ΣQ<sub>H</sub> (кВт) и нагрева холодных ΣQ<sub>C</sub> (кВт) потоков, устанавливаем количество тепловой энергии, потребляемой данной системой от внешних источников ΣQ<sub>ex</sub>, кВт, воспользовавшись формулами

$$\Sigma Q_{C,ex} = \Sigma Q_C - \Sigma Q_1, \text{ (кВт)}, \quad (3)$$

$$\Sigma Q_{H,ex} = \Sigma Q_H - \Sigma Q_1, \text{ (кВт)}, \quad (4)$$

где ΣQ<sub>C,ex</sub> — количество энергии, которое отводится от горячих источников к внешним потокам (холодные утилиты); ΣQ<sub>H,ex</sub> — количество энергии, подводимое к холодным потоком (горячие утилиты).

Проведенные расчеты позволяют установить общее количество энергии, которое требуется отводить от горячих потоков ΣQ<sub>H</sub> (кВт), общее количество тепловой энергии, которое требуется подводить к холодным потоком ΣQ<sub>C</sub> (кВт), количество энергии, которое рекуперировано между холодными и горячими потоками ΣQ<sub>1</sub> (кВт), а также значения количества энергии, которое отводится от го-

рячих источников к внешним потокам (холодные утилиты) ΣQ<sub>C,ex</sub> (кВт), и количества энергии, подводимое к холодным потоком (горячие утилиты) ΣQ<sub>H,ex</sub> (кВт). На базе полученных результатов приступили к определению температур пинча и предельно возможного значения количества рекуперированной энергии применительно к данной схеме.

**Построение композитных кривых — аналитический подход.** Ввиду наличия большого количества технологических потоков, для построения композитных кривых использовали аналитический метод, суть которого состоит в распределении тепловой энергии по температурным интервалам. Для этого, основываясь на полученных ранее расчетных данных (см. табл. 1), в табл. 2 и 3, интервалы изменения температур потоков ранжировали по убыванию изменения тепловой энергии.

Таким образом, табл. 2 и 3 представляют собой матрицу распределения изменения тепловой энергии по температурным промежуткам. Столбцы H1–H5 в табл. 2 (C1–C6 в табл. 3) отвечают изменению тепловой энергии ΔQ соответствующих технологических потоков в каждом из температурных промежутков ΔT1–ΔT16. Изменение тепловой энергии ΔQ<sub>i</sub>, соответствующее определенному температурному промежутку ΔT<sub>i</sub>, опре-

**Таблица 3.** Распределение подвода энергии к холодным потокам по температурным промежуткам

Температурный промежуток	Температуры, °С		Изменение энергии технологических потоков в соответствующих температурных промежутках, кВт						Сумма энергии за промежуток $\Delta T_i$	Изменение энергии от температуры, кВт
	$T_{in}$	$T_{out}$	C1	C2	C3	C4	C5	C6		
$\Delta T_1$	710.0	680.0	—	—	—	—	478.8	—	478.8	16770.1
$\Delta T_2$	680.0	600.0	—	—	—	—	1276.7	1267.2	2543.9	16291.4
$\Delta T_3$	600.0	590.5	—	221.6	—	—	151.6	150.5	523.7	13747.5
$\Delta T_4$	590.5	576.0	—	—	—	—	231.4	229.7	461.1	13223.8
$\Delta T_5$	576.0	550.0	—	—	—	—	414.9	411.8	826.8	12762.7
$\Delta T_6$	550.0	527.6	147.3	—	—	—	357.5	354.8	859.6	11935.9
$\Delta T_7$	527.6	183.5	2262.8	—	—	—	5491.3	—	7754.1	11076.3
$\Delta T_8$	183.5	150.0	220.3	—	—	—	—	—	220.3	3322.3
$\Delta T_9$	150.0	128.7	1078.0	—	—	—	—	—	1078.0	3102.0
$\Delta T_{10}$	128.7	117.4	—	—	—	—	—	—	0.0	2024.0
$\Delta T_{11}$	117.4	115.6	—	—	—	56.1	—	—	56.1	2024.0
$\Delta T_{12}$	115.6	99.0	—	—	—	517.1	—	—	517.1	1967.9
$\Delta T_{13}$	99.0	80.0	81.9	—	—	591.9	—	—	673.7	1450.8
$\Delta T_{14}$	80.0	65.0	64.6	—	64.2	467.3	—	—	596.1	777.0
$\Delta T_{15}$	65.0	40.0	107.7	—	—	—	—	—	107.7	180.9
$\Delta T_{16}$	40.0	23.0	73.2	—	—	—	—	—	73.2	73.2
—	23.0	0.0	—	—	—	—	—	—	—	0.0
$\Sigma$	—	—	4035.8	221.6	64.2	1632.4	8402.1	2414.1	16770.1	—

деляли по формулам (1) и (2) с использованием теплофизических характеристик потоков Н1–Н5 (С1–С6) и значений температур, отвечающих границам температурных промежутков  $\Delta T_i$ .

В последних строках табл. 2 и 3 приведены суммы изменения тепловой энергии  $\Delta Q$  по температурным промежуткам для каждого технологического потока Н1–Н5 (С1–С6). Как видим, эти суммы соответствуют изменениям энергии указанных потоков, представленным в табл. 1 (столбец 10), что подтверждает корректность расчета изменения тепловой энергии для выделенных температурных интервалов.

На основе информации, содержащейся в табл. 2 и 3, рассчитываем изменения энергии, которые соответствуют температурным интервалам  $\Sigma \Delta T_{iC}$  и  $\Sigma \Delta T_{iH}$ , что дает возможность установить зависимость изменения энергии от изменения температуры:

для воспроизведения указанной зависимости в случае горячих потоков использовали соотношение:

$$\Delta Q_{iH} = \Sigma \Delta T_{iH} + \Sigma Q(i-1)_{iH}, \quad (5)$$

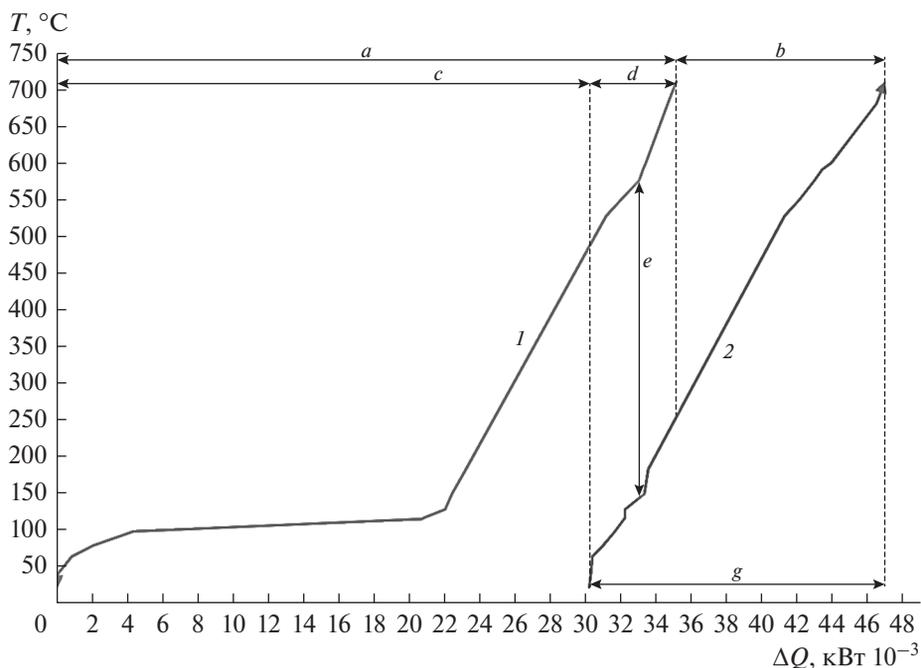
для холодных потоков:

$$\Delta Q_{iC} = \Sigma \Delta T_{iC} + \Sigma Q(i-1)_{iC}, \quad (6)$$

Для горячих потоков данная зависимость отражает снижение температуры вследствие отвода энергии, а для холодных потоков увеличение температуры за счет подвода энергии.

Зависимости, полученные на основе соотношений (5) и (6), позволяют оценить энергоэффективность теплообменной системы процесса производства стирола. С целью такой оценки проводим построение композитных кривых (рис. 2), нанося на график изменения температуры горячей и холодных потоков в зависимости от изменения их энергии. Диапазон температур (по оси ординат) одинаков для горячей и холодной композитных кривых. Величине области перекрытия горячей и холодной композитных кривых вдоль оси абсцисс, представляющей собой зону рекуперации, соответствует количество энергии  $\Sigma Q_1$  (кВт), которое переходит от горячих технологических потоков к холодным.

Для сопоставления хода горячей и холодной композитных кривых можно воспользоваться различными энергетическими характеристиками теплообменной системы, представленными в табл. 1.



**Рис. 2.** Композитные кривые узла дегидрирования этилбензола: 1 – горячая композитная кривая; 2 – холодная композитная кривая; отрезки соответствуют: *a* – общему количеству отводимой тепловой энергии  $\Sigma Q_H$ ; *b* – количеству тепловой энергии, подводимому утилитами  $\Sigma Q_{H,ex}$ ; *c* – количеству тепловой энергии, отводимому утилитами  $\Sigma Q_{C,ex}$ ; *d* – количеству рекуперированной энергии  $\Sigma Q_1$ ; *e* – разнице температур ближайших точек горячей и холодной кривых  $\Delta T$ ; *g* – общему количеству потребляемой тепловой энергии  $\Sigma Q_C$ .

значением количества энергии  $\Sigma Q_1$  (кВт), которая переходит от горячих к холодным потокам, значением количества энергии, которая отводится от горячих источников к внешним потокам (холодные утилиты)  $\Sigma Q_{C,ex}$  (кВт) или значением количества энергии, которое подводится к холодным потоком (горячие утилиты)  $\Sigma Q_{H,ex}$  (кВт). В дальнейшем для анализа взаимного расположения композитных кривых нами использовано значение количества энергии, которое рекуперировается за счет теплообмена между горячими и холодными потоками  $\Sigma Q_1$  (кВт).

В то время как количество тепловой энергии, передаваемое от горячих технологических потоков к холодным  $\Sigma Q_1$  (кВт), определяет величину области перекрытия на оси абсцисс холодной и горячей композитных кривых, из соотношений (3) и (4) следует, что проекция на ось абсцисс непокрытой части холодной кривой соответствует величине потребления горячих утилит  $\Sigma Q_{H,ex}$  (кВт), а проекция непокрытой части горячей кривой на ту же координатную ось, соответственно, отвечает величине потребления холодных утилит  $\Sigma Q_{C,ex}$  (кВт). Видно, что построение холодной композитной кривой относительно горячей производится со сдвигом по оси абсцисс на значение  $\Sigma Q_{C,ex}$  (кВт). Отсюда изменение энер-

гии в зависимости от температуры для холодной кривой описывается соотношением:

$$\Delta Q'_C = \Sigma Q_{C,ex} + \Sigma \Delta T_{1C} + \Sigma Q(i - 1)_C, \quad (7)$$

где  $\Delta Q'_C$  – изменение энергии от температуры для холодной композитной кривой, сдвинутое относительно горячей композитной кривой.

Соотношения (5)–(7) использованы для расчета координат композитных кривых, результаты расчета сведены в табл. 4.

Композитные кривые представлены на рис. 2.

Из рис. 2 следует, что теплообменная система характеризуется относительно небольшой зоной перекрытия композитных кривых и высокой минимальной разницей температур  $\Delta T_{min}$ , °С. Это указывает на значительное количество энергии, которым система теплообмена обменивается с внешними источниками тепла, и на относительно небольшую величину рекуперированной энергии. Согласно рис. 2,  $\Delta T_{min}$  составляет 430°С, в то время как рекомендуемое значение  $\Delta T_{min}$  для производств нефтехимической промышленности не должно превосходить 10–20°С [21].

**Анализ наличия нарушений принципов пинч-анализа.** С целью определения причин низкой доли рекуперированной энергии относительно доли энергии, отводимой или получаемой от внешних

Таблица 4. Координаты для построения композитных кривых

Температурный промежуток	Температуры, °С		Изменение энергии от температуры горячей кривой, кВт	Изменение энергии от температуры холодной кривой, кВт	Изменение энергии от температуры сдвинутой холодной кривой, кВт
	$T_{in}$	$T_{out}$			
T1	710.0	695.0	35138.0	16770.1	46977.0
T2	680.0	640.0	34659.2	16291.4	46498.2
T3	600.0	595.3	33413.7	13747.5	43954.4
T4	590.5	583.3	33265.8	13223.8	43430.6
T5	576.0	563.0	33040.0	12762.7	42969.5
T6	550.0	538.8	32032.7	11935.9	42142.8
T7	527.6	355.6	31164.9	11076.3	41283.2
T8	183.5	166.8	23191.1	3322.3	33529.1
T9	150.0	139.4	22414.8	3102.0	33308.8
T10	128.7	123.1	22023.4	2024.0	32230.8
T11	117.4	116.5	20796.7	2024.0	32230.8
T12	115.6	107.3	20705.5	1967.9	32174.7
T13	99.0	89.5	4354.0	1450.8	31657.6
T14	80.0	72.5	2044.8	777.0	30983.9
T15	65.0	52.5	829.7	180.9	30387.8
T16	40.0	31.5	0.0	73.2	30280.1
—	23.0	0.0	0.0	0.0	30206.8

источников (утилит), выполним анализ теплообменной системы на соответствие условий ее работы принципам пинч-анализа [7–10, 14]. Для этого проведем построение сетчатой диаграммы (рис. 3).

Сетчатая диаграмма, изображенная на данном рисунке, по своему характеру существенно отличается от принятого в пинч-анализе способа представления сетчатых диаграмм. С точки зрения ав-

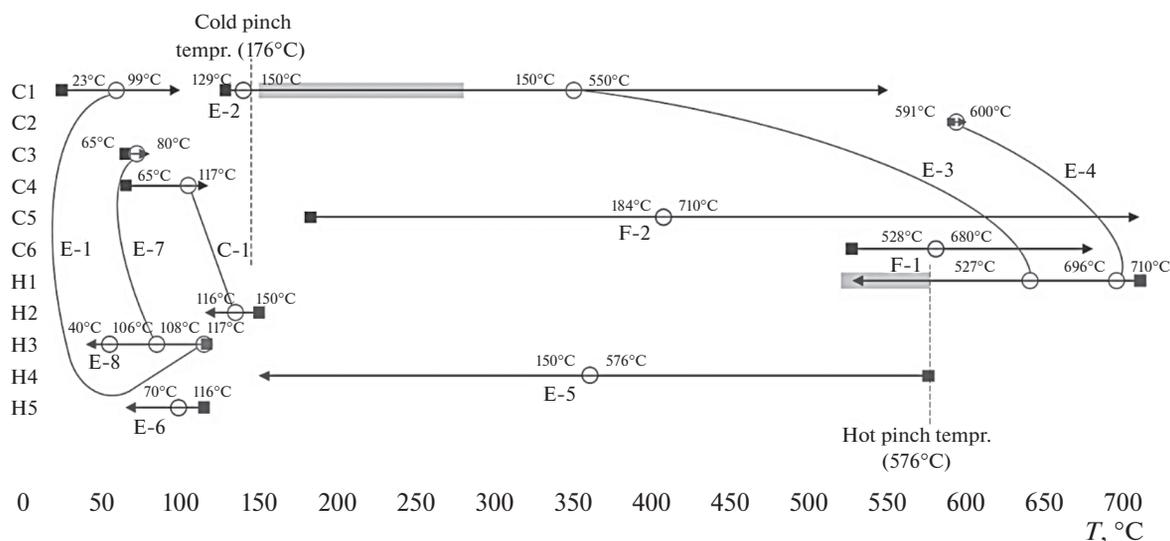
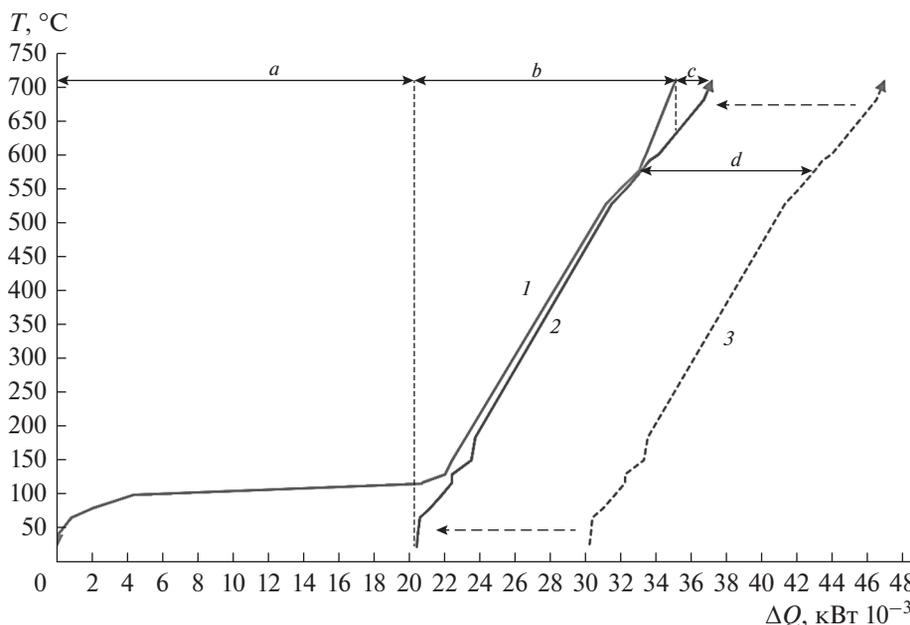


Рис. 3. Сетчатая диаграмма реакционного узла производства стирола: С1–6 – холодные технологические потоки; Н1–Н5 – горячие технологические потоки; Е-1–Е-8 – теплообменные аппараты; С-1 – водяной абсорбер; F-1, F-2 – паяперегревательные печи.



**Рис. 4.** Определение максимально возможного количества энергии, которое может быть рекуперировано в представленной системе: 1 – горячая композитная кривая; 2 – сдвинутая холодная композитная кривая; 3 – холодная композитная кривая; отрезки соответствуют:  $a$  – минимально возможному количеству потребления холодной утилиты  $\Sigma Q_{C,ex}$ ;  $b$  – максимально возможному значению рекуперированной энергии  $\Sigma Q_1$ ;  $c$  – минимально возможному потреблению горячей утилиты  $\Sigma Q_{H,ex}$ ;  $d$  – максимальному количеству энергии, которое может быть рекуперировано в существующей технологии процесса  $Q_{Svd}$ .

торов статьи, предложенный ими вид сетчатой диаграммы позволяет более наглядно воспроизвести особенности анализируемой теплообменной системы и обосновать рекомендации, направленные на ее усовершенствование.

Из рис. 3 следует, что в рассматриваемой теплообменной системе имеет место нарушение принципа пинч-анализа (выделенные фоном области): тепло из области под пинчем от горячего потока Н1 передается в область над пинчем к холодному потоку С1 в теплообменнике Е-3.

В результате такого теплообмена происходит увеличение  $\Delta T_{min}$ , что приводит к повышенному потреблению холодных и горячих утилит, и, как следствие, режим эксплуатации теплообменной системы рассматриваемого процесса становится неоптимальным [7–10, 14].

Возможным способом исправления отмеченного нарушения является использование для подогрева потока С1 вместо греющего пара части тепла потока Н1 за счет теплообмена в Е-2, при условии достаточной пропускной способности этого теплообменника. По предварительной оценке, данное мероприятие позволит сократить текущее значение  $\Delta T_{min}$  с 430 до 366°С и, как следствие, уменьшить потребление внешних горячих утилит на 50–100 кВт.

**Анализ степени энергоинтеграции.** Выше было показано, что рассматриваемая теплообменная

система процесса получения стирола имеет большой нереализованный потенциал рекуперации энергии. Для оценки максимального значения количества энергии, которое может быть рекуперировано в данной системе, осуществим сдвиг холодной композитной кривой влево до ее соприкосновения с горячей композитной кривой (рис. 4).

Полное сближение композитных кривых до соприкосновения, в случае, когда  $\Delta T_{min}$  стремится к 0°С, соответствует максимальной рекуперации энергии в системе, что является идеальным вариантом, к которому необходимо стремиться. Максимальная рекуперация энергии соответствует минимальному потреблению и отводу энергии внешними утилитами и, следовательно, минимальным значениям эксплуатационных затрат. В реальных технологических системах достижение значений  $\Delta T_{min}$  ниже 2°С нецелесообразно, так как теплообмен требует наличия движущей силы, которой является разность температур  $\Delta T$ . Как указано выше, приемлемое значение для промышленных нефтехимических производств составляет не более 10–20°С.

На рис. 4 длина отрезка  $d$ , расположенного между исходной и сдвинутой холодной композитной кривой, соответствует максимальному количеству энергии  $Q_{Svd}$ , которое может быть дополнительно рекуперировано в анализируемой теплообменной системе. В данном случае оно до-

стигает 9906.8 кВт. В то же время, из табл. 1 следует, что текущее значение рекуперированной энергии равно 4886.1 кВт, что составляет 33.0% от максимально возможной величины.

Способы утилизации дополнительно рекуперированной энергии и возможные пути ее использования. Из табл. 1 следует, что наибольшее количество тепловой энергии, выводимое из теплообменной системы, выделяют из материальных потоков Н4 ( $\Delta Q = 9871.61$  кВт), Н5 ( $\Delta Q = 18174.18$  кВт) и Н3 ( $\Delta Q = 2161.06$  кВт), в то время как максимальное количество тепловой энергии подводят к материальному потоку С5 ( $\Delta Q = 8402.06$  кВт). При этом, очевидно, имеет место избыток тепла в системе:  $\Sigma Q_H \gg \Sigma Q_C$ .

В рассматриваемом технологическом узле рекуперационный энергетический потенциал низкотемпературных горячих потоков (до 150°C) практически полностью использован в аппаратах Е-1, Е-7 и С-1. Однако, возможно повысить рекуперацию энергии в теплообменнике Е-1, за счет передачи большего количества энергии от потока Н3 к потоку С1, что позволит сократить потребление внешней утилиты (оборотной воды) в теплообменнике Е-8.

Вместе с тем, основной способ повышения уровня регенерации тепловой энергии состоит в данном случае в более эффективном использовании потенциала высокотемпературных потоков, а именно потока Н4 ( $\Delta Q = 9871.61$  кВт). Ранее было показано, что максимальное количество энергии, которое может быть дополнительно рекуперировано в данной системе,  $Q_{Svd}$  составляет 9906.8 кВт. Отсюда следует, что полное использование энергетического потенциала потока Н4 приблизит степень энергоинтеграции в данной схеме к режиму, близкому к идеальному.

В рассматриваемой системе теплообмена энергетический потенциал потока Н4 применяют для генерации низкопотенциального водяного пара, который используется для теплоснабжения предприятия, что в рамках всего предприятия, однозначно нельзя назвать неэффективным способом утилизации тепловой энергии. При этом следует отметить, что низкопотенциальные источники тепла не всегда находят применение и зачастую их утилизируют сбрасывая непосредственно в окружающую среду.

Альтернативным способом использования теплового потенциала потока Н4, при снижении потребности производства низкопотенциального водяного пара, является теплообмен между ним и другими материальными потоками, в частности, потоком С5. Предварительная оценка показала, что организация теплообмена между материальными потоками Н4 и С5 позволяет снизить потребление топлива в пароперегревательной печи F-2 и за счет этого увеличить степень энергоинте-

грации в рассматриваемом технологическом узле с 33 до 58%, что эквивалентно сокращению потребления внешних утилит (топливо, водяной пар и закалочная вода) на 3527 кВт при заданной производительности установки по стиrolу, см. табл. 1.

Кроме того, данный вариант не исключает возможность использования энергетического потенциала потока Н4 для генерации водяного пара, но при этом позволит эффективно распределять тепловую энергию потока между потребителями, что существенно повысит гибкость существующей технологии.

## ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Посредством пинч-анализа технологического узла производства стиrolа дегидрированием этилбензола определены теплоэнергетические характеристики процесса. В табл. 1 представлены:

величина общего суммарного энергооборота теплообменной системы;

количество энергии, которое подводится в систему от внешних энергоносителей и отводится из нее;

количество энергии, которое рекуперировано в системе.

Помимо этого, установлено наличие в системе неэффективного рекуперативного теплообмена (рис. 3), а также установлено максимально возможное количество энергии, которое может быть рекуперировано в процессе (рис. 4).

При проведении расчета теплоэнергетических параметров системы использован аналитический способ определения степени ее энергоинтеграции, оценен неиспользованный потенциал энергоинтеграции и ряд других параметров. Данный способ заметно упрощает анализ энергоэффективности систем теплообмена при наличии большого числа материальных потоков благодаря тому, что исключает пошаговое векторное построение композитных кривых, позволяет переходить от физико-химических свойств потоков непосредственно к композитным кривым.

При проведении анализа применен оптимизированный вид сетчатой диаграммы, что позволило более наглядно отобразить на ней теплоэнергетические свойства системы и провести их анализ (рис. 3). Анализируя оптимизированный вид сетчатой диаграммы, можно с легкостью определить зоны неэффективного рекуперационного теплообмена.

Указан способ устранения неэффективного рекуперативного теплообмена при минимальном изменении технологической схемы за счет сокращения текущего значения  $\Delta T_{min}$  с 430 до 366°C и за счет этого снижения потребления внешних горячих утилит на 50–100 кВт.

Предложен альтернативный способ использования тепловой энергии системы, который позволит увеличить степень энергоинтеграции в рассматриваемом технологическом узле и повысить общую гибкость использования энергии в процессе.

Полученные результаты полезны для определения путей модернизации узла дегидрирования этилбензола производства стирола.

Работа выполнена в рамках проекта Российского научного фонда № 16-19-10632.

### ОБОЗНАЧЕНИЯ

$C_p$	массовая теплоемкость, кДж/(кг К)
$G$	массовый расход потока, т/ч
$Q$	энергия, кВт
$\Delta Q_i^c$	изменение энергии от температуры для холодной композитной кривой, сдвинутое относительно горячей композитной кривой, кВт
$r$	удельная массовая теплота парообразования, кДж/кг
$T$	температура, °С

### ИНДЕКСЫ

C	определение величин, относящихся к холодным потокам системы
C.ex	от горячих источников к внешним потокам
C.in	на входе холодного потока
C.out	на выходе холодного потока
ex	от или к внешней среде
H	определение величин, относящихся к горячим потокам системы
H.ex	подвод к холодным потоком
H.in	на входе горячего потока
H.out	на выходе горячего потока
I	рекуперация
$i$	индекс номера величины, относящейся к температурному промежутку
in	определение величин, относящихся к потокам на входе в систему
max	максимальное значение
min	минимальное значение
out	определение величин, относящихся к потокам на выходе в систему
Svd	может быть сохранено

### СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. *Gadalla M.A.* A new graphical method for pinch analysis applications: Heat exchanger network retrofit and energy integration // *Energy*. 2015. V. 81. P. 159.
2. *Beninca M., Trierweiler J.O., Secchi A.R.* Heat integration for an olefins plant: pinch analysis and mathematical optimization working together // *Brazilian Journal of Chemical Engineering*. 2011. V. 28. № 1. P. 101.
3. *Matsuda K., Kansha Y., Fushimi C., Tsutsumi A., Kishimoto A.* Advanced Energy Saving and its Applications in Industry. Springer, 2013.
4. *Abhulimen K.E., Adeniyi V.O., Olafadehan O.A.* Refinery products/waste optimization using a synthesized pinch technique // *Theor. Found. Chem. Eng.* 2012. V. 46. № 5. P. 446.
5. *Коновалов В.И., Кудра Т., Пахомов А.Н., Орлов А.Ю.* Современные аналитические подходы к энергосбережению. Интегрированный подход. Пинч-анализ. Луковичная модель // *Вестник ТГТУ*. 2008. Т. 14. № 3. С. 560.
6. *Dhole V.R., Linnhoff B.* Distillation column targets // *Computers and Chemical Engineering*. 1993. V. 17. № 5–6. P. 549.
7. *Ian C.K.* Pinch Analysis and Process Integration: A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy. Second edition. Oxford: Elsevier, 2007.
8. *Turton R., Bailie R.C., Whiting W.B., Shaeiwitz J.* Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes. Third Edition. Boston: Pearson Education Inc., 2009.
9. *Pinch Technology: A Primer / Eds. Karp A., Smith R., Ahmad S. Leesburg: Linnhoff March, Inc.* 1990.
10. *Smith J.C.* Chemical Process Design and Integration. New York: Wiley, 2005.
11. *Захаров М.К., Швец А.А., Бойчук А.А.* Расчет минимального флегмового числа при ректификации некоторых реальных бинарных смесей // *Тонкие химические технологии*. 2015. Т. 10. № 6. С. 53.
12. *Жулаев С.В.* Пинч-анализ и оптимизация промышленных объектов // *Нефтегазовое дело*. 2012. № 2. С. 392.
13. *Смит Р., Клемеш Й., Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М.* Основы интеграции тепловых процессов. Харьков: НТУ “ХПИ”, 2000.
14. *Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М., Болдырев С.А., Арсеньева О.П., Тарновский М.В.* Интеграция тепловых процессов на установке первичной переработки нефти АВТ В12/2 при работе в зимнее время // *Теорет. основы хим. технологии*. 2009. Т. 43. № 6. С. 665.
15. *Ul'ev L.M., Vasil'ev M.A.* Heat and Power Integration of Processes for the Refinement of Coking Products // *Theor. Found. Chem. Eng.* 2015. V. 49. № 5. P. 676. [*Ульев Л.М., Васильев М.А.* Теплоэнергетическая интеграция процессов переработки продуктов коксования // *Теорет. основы хим. технологии*. 2015. Т. 49. № 5. С. 582.]
16. *Мешалкин В.П., Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А.* Основы теории ресурсосберегающих интегрированных химико-технологических систем. Харьков: НТУ “ХПИ”, 2006.

17. Мешалкин В.П., Товажнянский Л.Л., Ульев Л.М., Мельниковская Л.А., Ходченко С.М. Энергоресурсо-эффективная реконструкция установки нефтепереработки на основе пинч-анализа с учетом внешних тепловых потерь // Теорет. основы хим. технологии. 2012. Т. 46. № 5. С. 491.
18. Быков Р.С., Ходченко С.М. Эвристическо-вычислительная процедура выбора целевых значений критериев эффективности синтезируемых оптимальных теплообменных систем // Успехи в химии и химической технологии. 2014. Т. 28. № 10. С. 101.
19. Быков Р.С., Галиева Д.Д. Эвристическо-вычислительный алгоритм построения решетчатой диаграммы при синтезе энергоресурсоэффективных теплообменных систем // Успехи в химии и химической технологии. 2016. Т. 30. № 2. С. 129.
20. Тимофеев В.С., Серафимов Л.А. Принципы технологии основного органического и нефтехимического синтеза. М.: Высшая школа, 2003.
21. Rikhtehgar F. Design an efficient exchanger network // Hydrocarbon Processing. 2011. May. P. 113.