

**ТОВАЖНЯНСКИЙ Л.Л.**, докт. техн. наук, проф., НТУ «ХПИ»,  
**УЛЬЕВ Л.М.**, докт. техн. наук, проф., НТУ «ХПИ»,  
**РЯБОВА И.Б.**, канд. техн. наук, доц., НТУ «ХПИ»,  
**КОВАЛЬЧУК А.А.**, студент, НТУ «ХПИ»

## **ОПРЕДЕЛЕНИЕ ЭНЕРГОСБЕРЕГАЮЩЕГО ПОТЕНЦИАЛА ДЛЯ ПРОЦЕССА РЕКТИФИКАЦИИ СМЕСИ МЕТАНОЛ-ЭТАНОЛ**

У роботі наведені, економічний та енергетичний потенціал енергозбереження, отримані шляхом інтеграції процесів спроектованого підприємства. Завдяки цим двом показникам зрозуміло, що після впровадження проекту, підприємство зможе заощаджувати ~ 261334 грн. або 32264 дол. США. Якщо розглядати заощадження з точки зору енергоносіїв, то їх витрата зменшиться більш ніж у ~ 4,5 рази. Що має велике значення у часи збільшення цін на енергоносії

В работе приведены, экономический и энергетический потенциалы энергосбережения, полученные путем интеграции процессов спроектированного предприятия. Благодаря этим двум показателям понятно, что после внедрения проекта, предприятие сможет сэкономить ~ 261334 грн. или 32264 долл. США. Если рассматривать сбережение с точки зрения энергоносителей, то их затрата уменьшится более чем в ~ 4,5 раза., что имеет большое значение в период увеличения цен на энергоносители

In work is shown, economic and power potential is energy-savings, got by integration of processes of the projected enterprise. Due to these two indexes clearly, that after introduction of project, a that enterprise will be able to save ~ 261334 Uah or 32264 dol. of the USA. If to examine an economy from point sight of power mediums, then their expense will diminish more than in ~ 4,5 times. That matters very much in the days of the increase of prices on power mediums

### **Введение**

В промышленно развитых странах, вот уже более 20 лет, развиваются и используются энергосберегающие методы интеграции процессов. В промышленности Украины, по различным причинам, системные энергосберегающие методы не применялись, и поэтому удельное энергопотребление здесь в 3 – 5 раз больше, чем у западных компаний. Химическая промышленность Украины не является исключением. Химическая промышленность – наиболее сложная по структуре отрасль. В свою очередь она делится на подотрасли: производство полупродуктов; базовая; сырьевая; перерабатывающая. Все подотрасли химической промышленности энергоёмкие, так как являются одними из крупнейших потребителей разнообразных природных ресурсов, оказывающи

ми к тому же неблагоприятное воздействие на окружающую среду за счёт выбросов загрязняющих веществ, парниковых газов, отходов производства и тепловой эмиссии. Базовая и перерабатывающая – это те подотрасли, которые для производства продукции, используют такое сырьё как спирты. Так как получение спирта является основополагающим в данной работе, то для сокращения определённой доли затрат производства в этой подотрасли необходимо снизить энергопотребление процесса получения исходного сырья. На химических предприятиях сосредоточены все технологические линии производства продукции, от приема или производства исходных компонентов и до отгрузки расфасованной и упакованной коммерческой продукции. Поэтому для увеличения конкурентоспособности отечественных предприятий, и это особенно важно при вхождении Украины во Всемирную торговую организацию, необходимо срочно снижать удельное энергопотребление в промышленности страны.

### **Экстракция потоковых данных**

Обследуемый процесс включает в себя получение компонентов для производства лаков, красок, фототоваров, полимерных материалов, минеральных удобрений и т.п. продуктов. Во время проведения энергоаудита предприятие работало в обычном режиме. Ниже приведена принципиальная технологическая схема (рис. 1) и описан принцип работы. Смесь, состоящая из 40% метанола и 60% этанола с температурой 30°C поступает, на предприятие в цистернах, из которых перекачивается в стальную ёмкость E1. Затем из ёмкости E1 насосом N1 подаётся на подогрев до температуры питания 71°C в подогреватель П. Из подогревателя исходная смесь поступает на питающую тарелку ректификационной колонны. В ректификационной колонне происходит разделение смеси метанол-этанол на дистиллят (метиловый спирт) и кубовый остаток (этиловый спирт). В верхней части колонны пары низкокипящего компонента с температурой 65°C подаются на конденсацию в дефлегматор, после чего исходный поток делится в разделителе на поток флегмы и поток дистиллята. Флегма возвращается в верхнюю часть колонны на орошение, а дистиллят (метиловый спирт) подаётся в охладитель X2, где охлаждается до заданной технологической температуры 30°C, после охлаждения поток попадает в ёмкость E3, откуда насосом N3 подаётся потребителю. Кубовый остаток (этиловый спирт) из нижней части колонны подаётся в охладитель X1, где охлаждается до заданной температуры 30°C и поступает в ёмкость E2, откуда насосом N2, подаётся потребителю.

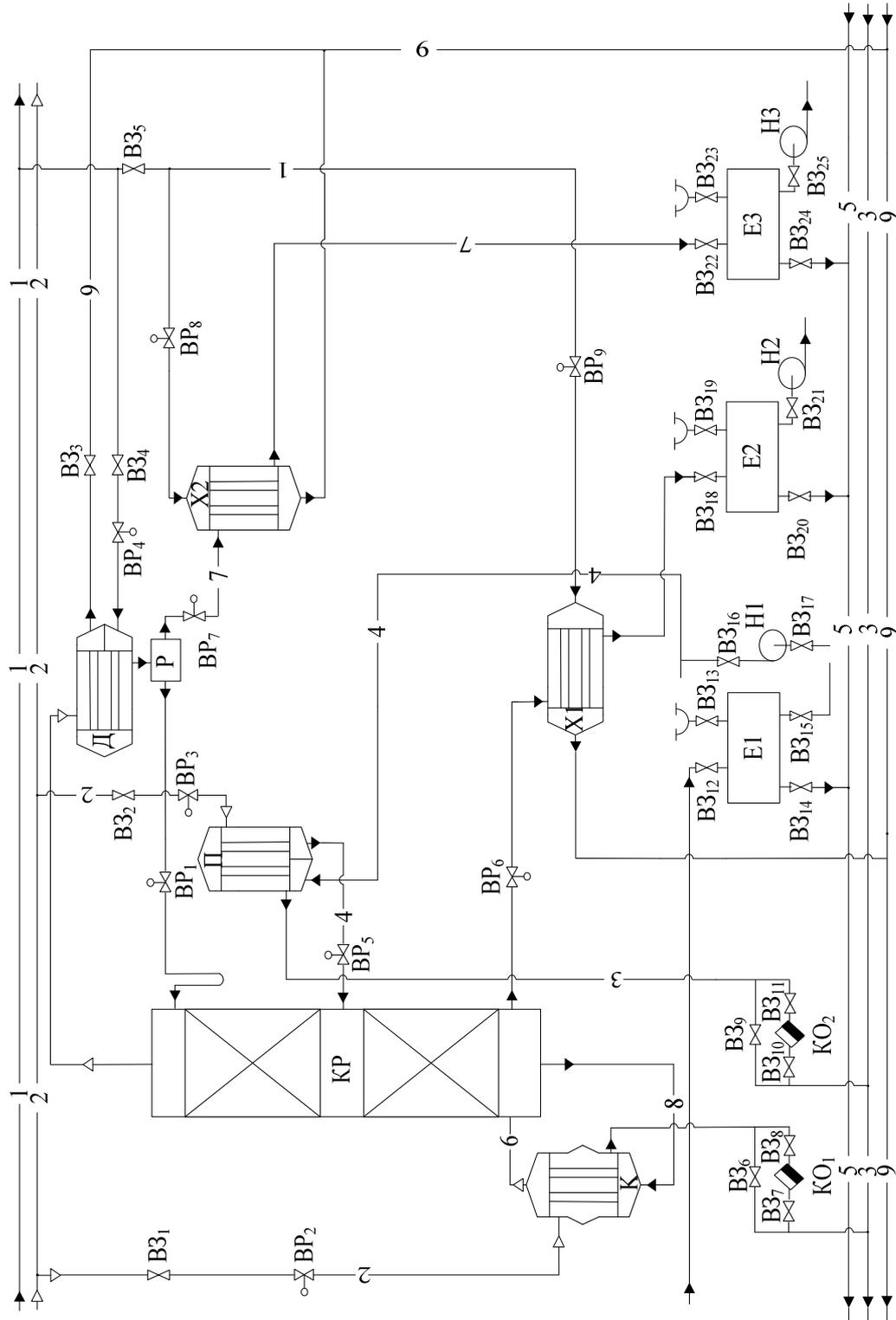


Рис. 1 – Принципиальная технологическая схема ректификации смеси метанол-этанол до реконструкции.

1 → Вода обратная входная; 2 → пар; 3 → конденсат; 4 → исходная смесь; 5 → каналлизация; 6 → паро-жидкостная эмульсия; 7 → дистиллят; 8 → кубовый остаток; 9 → вода обратная выходная; 10 → пары дистиллята; КР – колонна ректификационная; Д – дефлегматор; П – подогреватель; Х1...Х2 – холодильник; Е1...Е3 – ёмкость; Р – разделитель; Н1...Н3 – насос; ВР1...ВР9 – вентиль регулирующийся; ВЗ1...ВЗ25 – вентиль запорный; КО1...КО2 – конденсатоотводчик; К – кипятильник.

Подогрев исходной смеси метанол-этанол в подогревателе П и кипения жидкости в кубовом испарителе осуществляется за счёт подачи водяного насыщенного пара, который имеет давление  $P = 1,2$  атм. Охлаждение дистиллята и кубового остатка в охладителях X1 и X2, а также конденсация пара в дефлегматоре осуществляется за счёт охлаждающей воды, которая имеет начальную температуру  $t_n = 18$  °С и конечную температуру  $t_k = 30$  °С.

Анализируя технологическую схему до реконструкции видно, что подогрев исходной смеси метанол-этанол осуществляется за счет насыщенного водяного пара до температуры  $t_F = 71$  °С, одновременно с этим кубовый остаток от температуры  $t_w = 77$  °С и дистиллят от  $t_p = 65$  °С охлаждается в специальных охладителях до температуры  $t_k = 30$  °С. Напрашивается вывод, что тепловую энергию дистиллята и кубового остатка можно использовать для подогрева исходной смеси, тем самым сократить расход, как греющего пара, так и охлаждающей воды. Самый рациональный способ для новой технологической схемы.

Потребление пара и охлаждающей воды технологическими процессами предприятия в табл. 1.

Таблица 1

Энергетическая мощность основных теплоиспользующих и холодоиспользующих объектов предприятия

№	Потребители пара	Количество, кг/с	Количество, кВт
1	Подогреватель	0,062	139,81
2	Охладители	1,71	144,33

Итак, мы видим, что основной потребитель тепловой энергии использует 0,062 килограмма пара в секунду, что эквивалентно общей мощности, равной ~ 139,81кВт. Для производства такого количества тепловой энергии необходимо сжечь в топках котлов 120200 м<sup>3</sup> природного газа.

Стоимость газа для предприятия в настоящее время составляет значение ~ 2500грн. за 1000 м<sup>3</sup> природного газа, и, следовательно за потребляемый, указанными объектами в течение года газ, предприятие платит 300452 грн. или 37093 дол. США.

Также предприятие несёт затраты на охлаждение готового продукта до его целевой температуры, для этого используется охлаждающая вода. Потребление охлаждающей воды составляет 1,71 килограмма воды в секунду, что эквивалентно общей мощности, равной ~ 144,33 кВт.

Стоимость охлаждающей воды составляет 10% от стоимости энергии на нагревание, следовательно предприятие в год тратит 31022 грн. или 3830 дол. США

Обследование технологических процессов на предприятии позволило определить три технологических потока, которые могут быть включены в теплоэнергетическую интеграцию, свойства которых собраны в табл. 2

А сейчас перейдем к рассмотрению потоковых данных, экстрагированных из технологических процессов предприятия, и будем их анализировать с помощью методов интеграции процессов.

Таблица 2

Потоковые данные технологических потоков, использующиеся для определения энергосберегающего потенциала

№ потока	Название потока	Тип потока	$G$ , кг/с	$T_s$ , °C	$T_T$ , °C	$\Delta H=Q$ , кВт
1	$F$	холодный	1,1	30	71	139,81
2	$P$	горячий	0,4317	65	30	- 42,31
3	$W$	горячий	0,6783	77	30	- 102,02

Заметим, что во время обследования теплоэнергетической системы технологических процессов нагрев исходного потока осуществлялся только за счёт пара, а охлаждение готовых продуктов соответственно за счёт охлаждающей воды в кожухотрубчатых теплообменниках. Сократить расход пара и воды можно, но для этого сначала необходимо провести проектирование теплообменных сетей и процессов на предприятии.

Задачей проектирования является организация теплообмена горячих (которые необходимо охладить) и холодных (которые необходимо нагреть) потоков между собой, а также с внешними энергоносителями с целью минимизации приведенных годовых затрат предприятия, кроме того выбранный проект должен быть безопасным, управляемым и удовлетворять экологическим требованиям [2]. Также рассчитываются: оптимальные параметры процесса, капитальные вложения, срок окупаемости и ежегодная прибыль.

На основании полученных результатов делается вывод, целесообразна ли реконструкция предприятия. Ведь если затраты окажутся большими, ежегодная прибыль маленькой и срок окупаемости больше 15 лет, то никто не захочет вкладывать деньги в такой проект. Для начала определим, какое количество тепла можно забрать у горячих потоков и подвести к холодному

потоку для его нагрева, иначе говоря, определим энергосберегающий потенциал.

### Определение энергосберегающего потенциала

Используя технологические данные из таблицы 2, построим на энтальпийно-температурной диаграмме горячую и холодную составные кривые выбранной системы технологических потоков без рекуперации процесса (рис. 2).

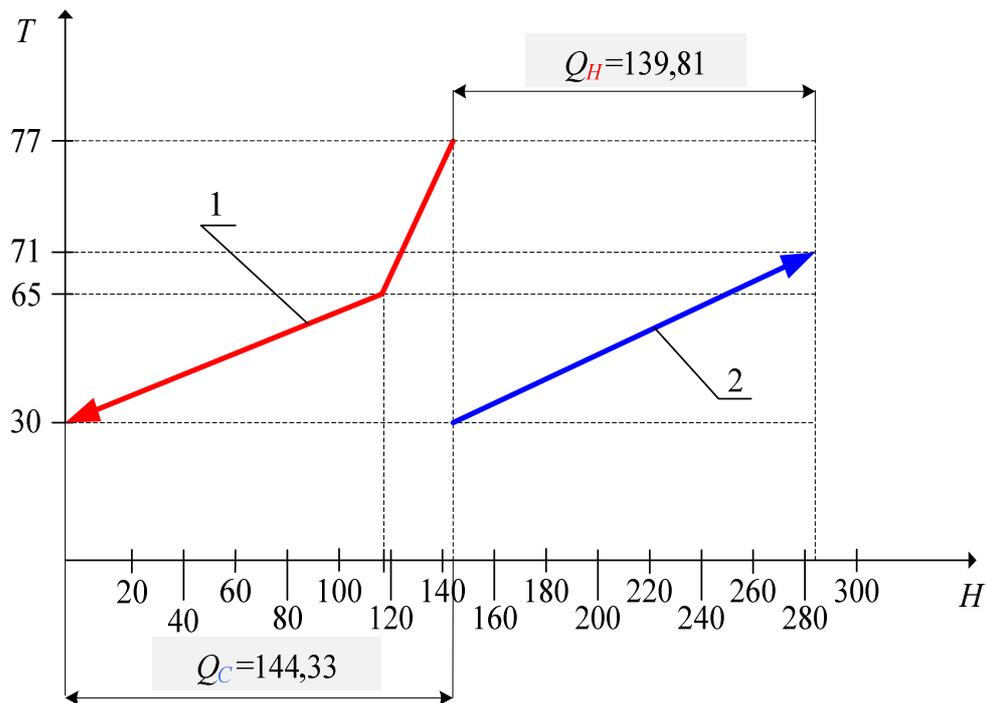


Рис. 2. Составные кривые процесса ректификации смеси метанол-этанол без рекуперации процесса: 1 – составная кривая горячих потоков; 2 – составная кривая холодных потоков;  $Q_{Hmin}$  и  $Q_{Cmin}$  потребление мощности горячих и холодных утилит.

На рис.2 видно, для того чтобы нагреть исходный поток до целевой температуры нужно подвести к потоку тепловую энергию, равную ~ 139,81 кВт и соответственно для охлаждения горячих потоков отвести тепловую энергию, равную ~144,33 кВт. Для этого предприятие каждый год тратит ~ 331474 грн., из них ~ 300452 грн. на горячие утилиты и ~ 31022 грн. на холодные утилиты.

Так как энергоносители с каждым годом дорожают и их количество на земле уменьшается, то появилась необходимость сокращать потребление энергоносителей. Достичь этого удалось благодаря пинч-интеграции. Составные кривые показывают значения тепловой мощности, которую

возможно отвести от системы горячих потоков  $\sim 144,33$  кВт и мощности, которую необхо

димо подвести к холодным потокам  $\sim 139,81$  кВт для выполнения процессов рекуперации.

Для этого сдвигают составные кривые. Сдвигать составные кривые необходимо так, чтобы минимальная разность температур равнялась  $\Delta T_{\min}$ . Только при этой температуре достигается оптимальный компромисс между инвестициями и стоимостью энергии. По заданному  $\Delta T_{\min} = 10$  °С строим сдвинутые составные кривые (рис. 3).

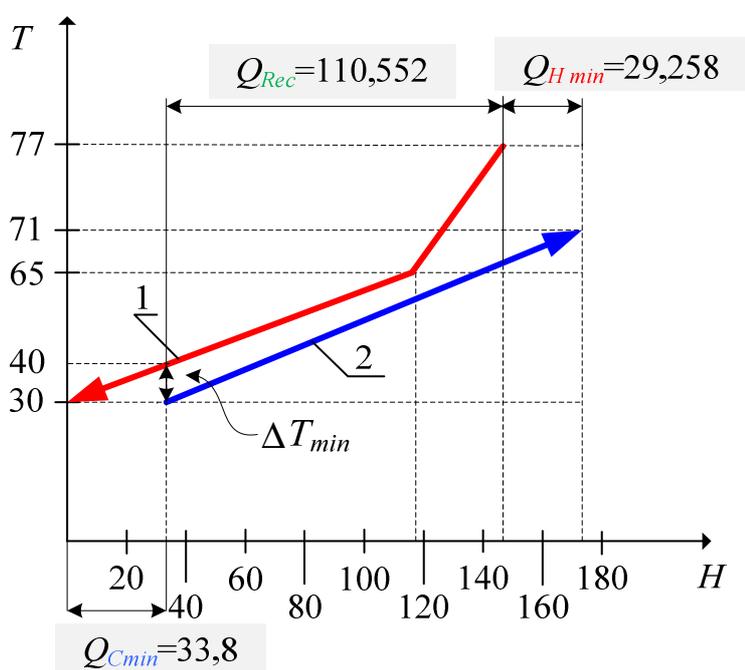


Рис. 3. Сдвинутые составные кривые процесса ректификации смеси метанол-этанол с рекуперацией процесса: 1 – составная кривая горячих потоков; 2 – составная кривая холодных потоков;  $Q_{H\ min}$ ,  $Q_{C\ min}$ ,  $Q_{Rec}$  потребление мощности горячих, холодных утилит и мощность рекуперации;  $\Delta T_{\min}$  – минимальная разность температур

Сдвинув холодный поток к горячему, и обеспечив разность температур в 10 °С (рис. 3) видим, что тепловой энергии рекуперировалось  $\sim 110,552$  кВт. Правда не всю энергию удаётся рекуперировать, поэтому невозможно вообще отказаться от горячих и холодных утилит, можно лишь снизить объём их расхода. Так расход горячих утилит сократился со  $\sim 139,81$  кВт, до  $\sim 29,258$  кВт, а холодных со  $\sim 144,33$  кВт, до  $\sim 33,8$  кВт. Это существенное снижение затрат на пар и охлаждающую воду.

Представим экономическое обоснование внедрения проекта.

Затраты предприятия на нагрев и охлаждение до внедрения проекта (без рекуперации процесса).

Сделаем расчёт стоимости подведенного тепла, на нагрев холодных потоков. Определим стоимость 1 кВт/год энергии, которая получается при сжигании природного газа:

– количество энергии, которая выделяется при сжигании  $1000\text{ м}^3$  природного газа –  $33,5 \cdot 10^9$  Дж.

С помощью стехиометрического уравнения (1) рассчитываем стоимость 1 кВт/год энергии:

$$\begin{array}{rcl} 33,5 \text{ Гдж} & - & 2500 \text{ грн.} \\ 3600 \cdot 8000 \text{ год} \cdot 10^3 & - & x \text{ грн.} \end{array} \quad (1)$$

где:  $x$  – искомая стоимость 1 кВт/год; 8000 час – количество рабочих часов в год; 2500 грн. – цена за  $1000 \text{ м}^3$  газа; 3600 сек – количество секунд в 1 часе, откуда  $x$  – 2149 грн.

Таким образом, 1 кВт/год будет стоить 2149 грн. Стоимость годовой энергии, которая пойдёт на подогрев холодного потока, рассчитывается по формуле (1):

$$S_{Г1} = Q_H \cdot x, \quad (1)$$

где  $Q_H$  – тепловая мощность для нагрева холодного потока;  $S_{Г1}$  – стоимость годовой энергии для нагрева холодного потока.

$$S_{Г1} = 139,81 \cdot 2149 = 300452 \text{ грн.}$$

Принято считать, что стоимость энергии для охлаждения стоит 10 % от стоимости энергии на нагрев, рассчитывается по формуле (2):

$$S_{Х1} = Q_C \cdot x \cdot 0,1, \quad (2)$$

где  $Q_C$  – тепловая мощность для охлаждения горячих потоков;  $S_{Х1}$  – стоимость годовой энергии для охлаждения горячих потоков.

$$S_{Х1} = 144,3 \cdot 2149 \cdot 0,1 = 31022 \text{ грн.}$$

Общие годовые затраты на энергоносители рассчитываются по формуле (3):

$$S_{\Delta I} = S_{Г1} + S_{Х1}, \quad (3)$$

где  $S_{\Delta I}$  – общие годовые затраты на энергоносители до внедрения проекта.

$$S_{\Delta I} = 300452 + 31022 = 331474 \text{ грн.}$$

После разработки и внедрения пинч-технологий, были получены новые значения горячих и холодных утилит,  $\sim 29,258$  кВт и  $\sim 33,8$  кВт.

Сделаем перерасчёт стоимости энергии согласно формул (1) и (2):

$$S_{Г2} = 29,258 \cdot 2149 = 62876 \text{ грн.},$$

$$S_{Х2} = 33,8 \cdot 2149 \cdot 0,1 = 7264 \text{ грн.}$$

Общие годовые затраты на энергоносители в соответствии с формулой (3):

$$S_{\Delta 2} = 62876 + 7264 = 70140 \text{ грн.}$$

Рассчитаем сумму экономии за год по формуле (4):

$$\Delta S = S_{\Delta I} - S_{\Delta 2}, \quad (4)$$

$$\Delta S = 331474 - 70140 = 261334 \text{ грн.}$$

Принимая во внимание указанную выше стоимость горячих и холодных утилит, непосредственное проведение процесса получения спиртов, в случае внедрения, обойдётся предприятию в 70140 грн. или 8660 дол. США, вместо 331474 грн. или 40923 дол. США до реконструкции.

Стоимость горячих утилит для проведения процесса уменьшится в 4,8 раз, а холодных в 4,3раза. Совершенно понятно, что за все необходимо платить, и платой в нашем случае будет установка дополнительной теплообменной поверхности, т.е. капитальные затраты.

Составные кривые содержат достаточно информации для определения этих затрат еще до разработки самого проекта реконструкции теплоэнергетической системы.

Нам известны начальные и конечные температуры технологических потоков, их тепловые нагрузки и, как правило, известны характерные коэффициенты теплоотдачи для каждого из потоков в теплообменном оборудовании. Применяя аппарат составных кривых, мы можем достаточно точно

оценить необходимую площадь поверхности теплообмена для проектируемого или реконструируемого процесса.

В пинч-анализе также существуют методы определения минимального количества теплообменных аппаратов и их секций [1]. После определения количества теплообменных секций и их поверхности можно оценить стоимость их установки, а значит и общие капитальные затраты [1]. Стоимость теплообменного оборудования выбираем в соответствии с ценами его поставщиков.

Значению  $\Delta T_{\min}$  можно сопоставить в соответствии приведенную капитальную стоимость и годовую стоимость энергии. При увеличении  $\Delta T_{\min}$  уменьшается мощность рекуперации, увеличиваются среднелогарифмические разности температур, что ведет к уменьшению площади поверхности теплообмена и в итоге к уменьшению капитальной приведенной стоимости. В то же время стоимость потребленной энергии будет расти с увеличением  $\Delta T_{\min}$ .

Общая приведенная стоимость проекта теплообменной системы процесса формируется этими двумя конкурирующими величинами и в результате является немонотонной функцией  $\Delta T_{\min}$ , и  $\Delta T_{\min \text{ opt}}$  определяется при минимальном значении приведенной стоимости проекта [2].

### **Заключение**

Экономический потенциал энергосбережения, полученный вследствие интеграции процессов проектируемого предприятия, равен ~ 261334 грн. или 32264 дол. США. Если рассматривать экономию с точки зрения энергии, т.е. горячих и холодных утилит, то расход горячих сократился в ~ 4,8 раз, а холодных в ~ 4,3 раза. Что немаловажно во времена увеличения цен на энергоносители.

**Список литературы:** 1. Основы интеграции тепловых процессов / [Р. Смит, Й. Клемиш, Л.Л. Товажнянский и др.]. – Харьков: ХГПУ. – 2000. – 457 с. 2. Л.Л. Товажнянский. Основы теории ресурсосберегающих интегрированных химико-технологических систем / Л.Л. Товажнянский., П.А. Капустенко, В.П. Мешалкин. – Харьков: НТУ «ХПИ», – 2006. – 412 с.

*Поступила в редколлегию 05.03.10*