

Н.П. Саевич, ассистент; Д.Г. Калищук, доцент; А.И. Ершов, профессор

МЕТОДИКА ТЕХНИКО-ЭКОНОМИЧЕСКОЙ ОЦЕНКИ МОДЕРНИЗАЦИИ МНОГОКОЛОННЫХ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ УСТАНОВОК С УТИЛИЗАЦИЕЙ НИЗКОПОТЕНЦИАЛЬНОГО ТЕПЛА И ИНТЕНСИФИКАЦИЕЙ ТЕПЛООБМЕНА

The technique of carrying out of a technical and economic estimation of modernization multicolumned distillation installations with recycling low-potential heat and an intensification of heat exchange is submitted.

Широко применяемым на практике способом снижения энергопотребления многоколонных ректификационных установок является использование тепла дистиллята и флегмы высокотемпературных колонн для нагрева кубовой жидкости низкотемпературных колонн. Положительный эффект достигается за счет сокращения потребления извне теплоносителей и хладагентов. Однако осуществление такого технического решения сопровождается увеличением капитальных затрат на дополнительные поверхности теплообмена, коммуникации, насосы и т. д. При этом основную долю дополнительных капитальных затрат составляет стоимость теплообменных аппаратов, а именно конденсаторов-испарителей для утилизации тепла паров флегмы и дистиллята при низких температурных потенциалах.

Стоимость теплообменников примерно пропорциональна их поверхности F , м^2 , которая, в свою очередь, определяется из основного уравнения теплопередачи:

$$F = Q / (K \cdot \Delta T), \quad (1)$$

где Q – тепловая нагрузка, Вт; K – коэффициент теплопередачи, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$; ΔT – движущая сила теплопередачи, К.

Ректификации чаще всего подвергаются смеси органических веществ. Для теплообмена конденсация-кипение, если обе среды – органические вещества, коэффициент теплопередачи, с достаточной для оценочных расчетов точностью, может быть вычислен по уравнению [1]:

$$K = 1.77 \Delta T^{1.55}. \quad (2)$$

Из (1) и (2) следует, что экономические показатели при утилизации тепла паров органических жидкостей сильно зависят от ΔT , т. к. поверхность теплообмена пропорциональна $1/\Delta T^{2.55}$.

Теплообмен в конденсаторе-испарителе можно значительно интенсифицировать за счет подвода острого пара и тем самым повысить эффективность утилизации низкопотенциального тепла [2, 3]. С одной стороны, при подводе острого пара снижается требуемая поверхность конденсатора-испарителя, с другой – увеличиваются капиталовложения в установку за счет необходимости в дополнительном оборудовании и коммуникациях (испаритель, генератор острого пара, пароперегреватель и т. д.) [4]. Следовательно, оценивать целесообразность модернизации многоступенчатой ректификационной установки с утилизацией низкопотенциального тепла предлагаемым способом следует с использованием критерия, наиболее полно охватывающего все затраты (экономию).

В литературе имеются примеры использования различных критериев для оценки и оптимизации работы теплоиспользующих установок, анализ их приводится в [5]. Разнообразие примеров связано с различной ценностью параметров работы входящего в установки теплообменного оборудования, спецификой конкретных условий его эксплуатации.

Критерием оптимальности, учитывающим максимально возможное число характеристик рассматриваемого объекта, является универсальный технико-экономический показатель – приведенные затраты P , руб./год:

$$P = KЗ \cdot E + ЭЗ, \quad (3)$$

где $KЗ$ – капитальные затраты, руб.; E – нормативный коэффициент эффективности капитальных вложений (величина обратная нормативному сроку окупаемости), год⁻¹; $ЭЗ$ – эксплуатационные затраты, руб./год.

По сути, приведенные затраты – это сумма эксплуатационных и капитальных затрат, отнесенная к одному году нормативного срока окупаемости. Вследствие того, что в структуре приведенных затрат фигурируют такие фундаментальные величины, как капитальные и эксплуатационные затраты, нормативный срок окупаемости, то этот критерий применим для оптимизации любых установок и аппаратов, независимо от их особенностей и назначения.

Условием максимальной эффективности использования нового способа интенсификации теплообмена при модернизации существующих многоступенчатых ректификационных установок является достижение минимума приведенных затрат. Для подобных случаев за критерий эффективности следует принять величину дополнительных приведенных затрат ΔP , руб./год, либо величину дополнительных приведенных затрат, отнесенных к единице утилизированного тепла $\Delta P / Q$, руб./ГДж [6]. Они складываются из затрат на приобретение, доставку и монтаж вновь устанавливаемого оборудования, затрат, связанных с его эксплуатацией, а также зависят от достигаемой в результате модернизации экономии теплоносителей и хладагентов.

Затраты средств на совершенствование процесса теплообмена характеризуются в основном следующими статьями:

1) материалы и живой труд на изготовление, монтаж, ремонт и обслуживание теплообменного оборудования;

2) материалы и живой труд на изготовление, монтаж и эксплуатацию устройств для перемещения теплоносителей;

3) энергия на перемещение теплоносителей через вновь устанавливаемые аппараты;

4) стоимость теплоносителей, в том числе приобретаемых для восполнения их потерь.

В соответствии с этим капиталовложения по модернизации установок представляют сумму тех капитальных затрат, которые прямо влияют на выбор оптимального варианта, а именно:

$$KЗ = K_{ТО} + K_H + K_D, \quad (4)$$

где $K_{ТО}$ – капиталовложения в теплообменники, руб.; K_H – капиталовложения в нагнетательные устройства, руб.; K_D – капиталовложения в дополнительное оборудование (распределитель острого пара, сепаратор, гидрозатвор и др.), руб.

Капитальные вложения в один теплообменный аппарат K_T , руб., можно определить по следующей формуле:

$$K_T = K_A + K_{ТР} + K_{ИТ} + K_{МТ} + K_O + K_\phi, \quad (5)$$

где K_A – цена теплообменного аппарата, руб.; $K_{ТР}$ – транспортные расходы, руб.; $K_{ИТ}$ – капиталовложения на изоляцию аппарата, руб.; $K_{МТ}$ – стоимость монтажа аппарата, руб.; K_O , K_ϕ – капиталовложения в обвязку теплообменника и его фундамент, соответственно, руб.

Изучение применявшихся ранее для технико-экономических расчетов преysкурантов цен на химическое оборудование [7], а также современных данных о ценах заводоизготовителей на теплообменное оборудование, почерпнутых из Интернета, подтверждает применимость следующей методики расчета цены теплообменника [8]:

$$K_A = C_G G_A, \quad (6)$$

где C_G – цена единицы массы теплообменного аппарата, руб./т; G_A – масса теплообменного аппарата, т.

С учетом марок конструкционных материалов и типа теплообменного аппарата его массу можно легко выразить через поверхность теплообмена. Тогда цена теплообменника будет равна [9]

$$K_A = C_F F, \quad (7)$$

где C_F – стоимость 1 м² поверхности теплопередачи, руб./м²; F – поверхность теплопередачи теплообменника, м².

Остальные составляющие капиталовложений в теплообменник (затраты на транспортировку, изоляцию, монтаж, обвязку, фундамент) выражаем в зависимости от его цены, применив обобщающий коэффициент k_T :

$$K_T = k_T C_F F. \quad (8)$$

Капиталовложения в нагнетательное устройство (насос) приближенно пропорциональны мощности, необходимой для преодоления гидравлических сопротивлений по тракту теплообменника:

$$K_H = k_H C_N N, \quad (9)$$

где k_H – коэффициент, учитывающий затраты на транспортировку, фундамент и монтаж насоса; C_N – стоимость единицы установочной мощности нагнетателя и привода, руб./кВт; N – мощность, необходимая для преодоления гидравлических сопротивлений по тракту теплообменника, кВт.

Тогда суммарные капиталовложения в оборудование на модернизацию ректификационной установки составят

$$KЗ = k_T C_F^{ku} F^{ku} + k_T C_F^{du} F^{du} + k_T C_F^n F^n + k_H C_N N + K_D. \quad (10)$$

Верхние индексы ku, du, n в формуле (10) относятся, соответственно, к конденсатору-испарителю, дополнительному испарителю и пароперегревателю [4].

Эксплуатационные затраты ЭЗ включают в себя основные расходы (экономии), прямо влияющие на выбор варианта модернизации. Они делятся на две группы – пропорциональные капиталовложениям и не зависящие от величины капиталовложений. К первой группе относят амортизационные отчисления в теплообменники и нагнетатели, расходы на текущий ремонт и обслуживание оборудования.

Расходами (экономией), не зависящими от размера капиталовложений, являются: расход на энергию для привода нагнетателей (пропорциональны их мощности); экономия теплоносителей и хладагента (греющего пара в испарителе и охлаждающей воды в дефлегматоре).

В химической промышленности расчет годовых амортизационных отчислений и отчислений на ремонт и обслуживание оборудования проводят по средним нормам – соответственно 10 и 5% от капитальных затрат [10], т. е. используя коэффициенты пропорциональности $k_{AM} = 0,1 \text{ год}^{-1}$, $k_{PO} = 0,05 \text{ год}^{-1}$.

Приняв значение единого нормативного коэффициента экономической эффективности капиталовложений $E = 0,15 \text{ год}^{-1}$ [11] и объединив с коэффициентами k_{AM} и k_{PO} , получим

$$E_1 = E + k_{AM} + k_{PO} = 0,3 \text{ год}^{-1}. \quad (11)$$

Тогда дополнительные приведенные затраты на модернизацию можно представить в следующем виде:

$$\Delta\Pi = E_1 KЗ + З_{эл} - Э_{ТЭ} - Э_X, \quad (12)$$

где $Z_{эл}$ – дополнительные затраты на электроэнергию для приводов насосов, руб./год;
 $\mathcal{E}_{ТЭ}$, \mathcal{E}_X – экономия теплоносителей и хладагентов, соответственно, руб./год.

Экономические показатели $Z_{эл}$, $\mathcal{E}_{ТЭ}$, \mathcal{E}_X , являющиеся статьями эксплуатационных расходов, как отмечено ранее, не зависят от капитальных затрат. Они пропорциональны времени работы установки. За расчетное время принимается годовой ресурс работы установки τ , ч/год.

Используя стандартные методики расчета затрат (экономии) энергоносителей и общепринятые способы выражения цен на энергоносители (электроэнергию, греющий пар, воду), получим

$$\Delta\Pi = 0.3KЗ + C_{эл}N\tau - C_{ТЭ}G_{ТЭ}\tau - C_XG_X\tau, \quad (13)$$

где $C_{эл}$ – цена электроэнергии, руб./(кВт·ч); $C_{ТЭ}$ – стоимость тепловой энергии (греющего пара), руб./ГДж; $G_{ТЭ}$ – экономия греющего пара, ГДж; C_X – стоимость хладагента (воды), руб./м³; G_X – экономия воды, м³.

Подставляя значение $KЗ$ в уравнение (13), получим основное расчетное уравнение дополнительных приведенных затрат:

$$\Delta\Pi = 0.3 \left[k_T \left(C_F^{ku} F^{ku} + C_F^{du} F^{du} + C_F^n F^n \right) + k_H C_N N + K_D \right] + (C_{эл} N - C_{ТЭ} G_{ТЭ} - C_X G_X) \tau \quad (14)$$

Независимыми переменными в этом уравнении являются F^{ku} , F^{du} , F^n , N . При использовании уравнений теплообмена и гидравлики указанные величины могут быть выражены как функции конструктивных, режимных и технологических параметров соответствующих объектов установки.

Величины E , k_{AM} , k_{PO} , $C_{эл}$, $C_{ТЭ}$, C_X , τ являются заданными постоянными. Величины C_F , k_T , C_N , k_H , $G_{ТЭ}$, G_X в общем случае переменные, зависящие от F , N , а через них от технологических и конструктивных параметров установки.

Обозначив $n_F = k_T C_F E_1$ и $n_N = k_H C_N E_1$, окончательно запишем уравнение (14) в более наглядной форме:

$$\Delta\Pi = F^{ku} n_F^{ku} + F^{du} n_F^{du} + F^n n_F^n + 0.3K_D + N n_N + (C_{эл} N - C_{ТЭ} G_{ТЭ} - C_X G_X) \tau. \quad (15)$$

Для определения оптимальных условий модернизации многоступенчатой ректификационной установки с утилизацией низкпотенциального тепла уравнение (15) записывается в развернутом виде и определяется минимум приведенных затрат. Следует отметить, что модернизация экономически целесообразна, если величина $\Delta\Pi$ имеет отрицательное значение.

ЛИТЕРАТУРА

1. Техничко-экономическая эффективность использования вторичных энергоресурсов процесса ректификации / А.И. Ершов, Е.М. Говако, М.Ф. Шнайдерман и др. // Тепломассообменное оборудование-88: Тез. докл. Всесоюзного совещания. – М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1988. – С. 147–148.
2. Калишук Д.Г., Саевич Н.П., Ершов А.И. Особенности теплообмена, рекуперации и утилизации тепла при малых температурных перепадах между теплоносителями // Тепломассообмен ММФ-2000. Труды IV Минского международного форума по тепломассообмену (22–26 мая 2000 г.). – Мн.: АНК «ИТМО им. А.В. Лыкова» НАН Беларуси, 2000. – Т. 11. – С. 104 – 108.

3. Саевич Н.П., Калишук Д.Г., Ершов А. И. Исследования интенсификации кипения воды в вертикальной трубе // ИФЖ. – 2004. – Т. 77, № 1. – С. 191 – 196.
4. А. с. 1386217 СССР, МКИ⁴ В 01 D 3/32. Установка для ректификации многокомпонентных смесей / А.И. Ершов, М.Ф. Шнайдерман, Д.Г. Калишук и др. – № 40887/31-26; Заявл. 11.07.86; Оpubл. 07.04.88, Бюл. № 13.
5. Маньковский О.Н., Толчинский А.Р., Александров М.В. Теплообменная аппаратура химических производств. – Л.: Химия, 1976. – 367 с.
6. Калишук Д.Г., Саевич Н.П., Коротков М.В. Техничко-экономическая оценка утилизации низкопотенциального тепла ректификационных установок // Энергоэффективность. – 1999. – № 9. – С. 21.
7. Прейскурант № 23–03. Оптовые цены на химическое оборудование. Ч. 1. Стандартное химическое оборудование. Ч. 2. Нефтехимическая аппаратура. – М.: Прейскурантгиз, 1981.
8. Методы и структуры расчета цен промышленных теплообменных аппаратов / Г.Е. Каневец, Н.П. Рябченко, А.Г. Гогоберидзе, Р.А. Ибрагимов // Химическая технология. – 1974. – № 6. – С. 46 – 49.
9. Е.С. Тыжненко-Давтян, Т.Г. Колчаян. Эффективность химических производств. Экспрессные методы оценки. – М.: Химия, 1984. – 80 с.
10. Альперт Л.З. Основы проектирования химических установок. – М.: Высшая школа, 1982. – 304 с.
11. Лапидус А.С. Экономическая оптимизация химических производств. – М.: Химия, 1986. – 208 с.