

УДК 621:664(076)

Гарев А.О., Чернышев И.С., Бабак Т.Г., Колесник С.А.

**СПОСОБЫ ЭКОНОМИИ ЭНЕРГОНОСИТЕЛЕЙ
В РЕКТИФИКАЦИОННЫХ УСТАНОВКАХ**

Расход тепла при ректификации жидких смесей весьма велик. Он связан с необходимостью генерировать пар в кубовом испарителе и подогреть исходную смесь до температуры питания. В то же время колонну покидают дистиллят и кубовый остаток с достаточно высокой температурой, поэтому их тепло можно рекуперировать путем использования его в пределах самой ректификационной установки, например для подогрева исходной смеси. Такие схемы рекуперации тепла появились еще в 40-е годы прошлого столетия [1, 2]. При их реализации не производилась оптимальная интеграция тепловых потоков, а значит, не достигалась максимальная рекуперация тепла при оптимальной разности температур теплоносителей. С появлением методов пинч-анализа [3] появилась реальная возможность получить максимальное значение рекуперации тепловых потоков с учетом экономически оправданного значения разности температур теплоносителей.

Проиллюстрируем вышесказанное на примере ректификации гомогенной жидкой смеси вода-уксусная кислота производительностью 720 кг/час. Начальная концентрация смеси \bar{x}_F – 50 %, концентрация дистиллята \bar{x}_P – 85 %, концентрация кубового остатка \bar{x}_W – 5 %, давление греющего пара $P_{ГП}$ – 3 атм. При традиционной технологической схеме (рисунок 1) затраты энергоносителей составили: горячего 818,594 кВт, холодного – 781,846 кВт. Соответственно расход греющего пара 0,377 кг/с при давлении $P_{ГП}=3$ атм; расход охлаждающей воды 9,33 кг/с при разности температур $\Delta t_{H_2O} = 20$ °С.

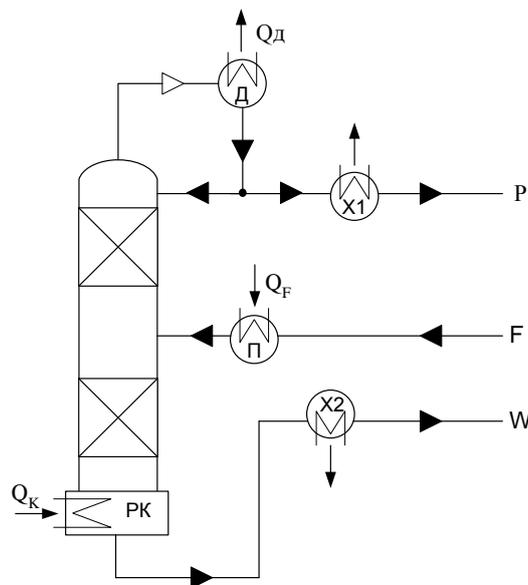


Рисунок 1 – Традиционная схема процесса ректификации
PK – ректификационная колонна, Д – дефлегматор, П – подогреватель, X1,2 – холодильники

Рассмотрим вариант аппаратурного оформления с интеграцией внешних тепловых потоков на основе пинч-анализа.

В таблице 1 представлены данные этих потоков.

Таблица 1

| № п/п | Поток | Расход, кг/с | T_H , °C | T_K , °C | ΔT , °C | C , кДж/(кг·°C) | Q , кВт | CP , кВт/°C |
|-------|-------|--------------|------------|------------|-----------------|-------------------|-----------|---------------|
| 1 | F | 0,2 | 30 | 101,5 | 71,5 | 3,205 | 45,831 | 0,641 |
| 2 | P | 0,1125 | 100,3 | 30 | 70,3 | 3,8945 | 30,8 | 0,438 |
| 3 | W | 0,0875 | 112 | 30 | 82 | 2,2992 | 16,496 | 0,20118 |

Определение целевых энергетических значений $Q_{H\min}$ и $Q_{C\min}$ провели методом составных кривых и методом табличного алгоритма при $\Delta T_{\min} = 10$ °C. Выбор ΔT_{\min} проводился с учетом оптимального соотношения капитальных и энергетических затрат. В результате получены значения горячей утилиты $Q_{H\min} = 4,935$ кВт, холодной $Q_{C\min} = 6,3918$, при этом рекуперируется 40,9 кВт. Значения температур холодного и горячего пинча равны $T_{pinch}^H = 40$ °C, $T_{pinch}^C = 30$ °C.

После интеграции внешних тепловых потоков теперь можно оценить достигнутый результат. Экономия по горячей утилите внешних тепловых потоков составила 89,2 %, по холодной – 86,48 %. Однако в целом по всей ректификационной установке экономия по горячей утилите 4,99 %, а по холодной – 5,23 %. На рис. 2 представлена схема ректификации с интеграцией внешних тепловых потоков.

Рассмотрим более подробно уравнения, характеризующие тепловой баланс колонны и дефлегматора:

$$Q_K = Q_D + PC_P t_P + WC_W t_W - FC_F t_F + Q_{II}; \quad (1)$$

$$Q_D = Gr_P = P(R+1)r_P, \quad (2)$$

где Q_K – количество тепла, подводимое к кубовому испарителю, Вт; Q_D – количество тепла, отводимое от дефлегматора, Вт; P – количество дистиллята, кг/с; W – количество кубового остатка, кг/с; F – количество исходной смеси, кг/с; C_P , C_W , C_F – теплоемкости дистиллята, кубового остатка и исходной смеси, Дж/(кг·°C); t_P , t_W , t_F – температуры дистиллята, кубового остатка и исходной смеси, °C; Q_{II} – тепловые потери, Вт; G – количество пара, уходящего из колонны в дефлегматор, кг/с; r_P – теплота испарения (конденсации) дистиллята, Дж/кг; R – флегмовое число.

В уравнении (1) первое слагаемое Q_D составляет 70–95 % от Q_K , т.е. на его долю приходится основной расход тепла в кубовом испарителе. В дефлегматоре величина Q_D определяет расход охлаждающей воды. Поэтому наибольший эффект в смысле экономии энергоносителей может быть достигнут за счет использования теплоты конденсации Q_D уходящих из колонны паров для испарения кубовой жидкости. Температура и давление этих паров ниже, чем необходимо для устойчивого кипения кубовой

жидкости, поэтому их надо повысить с помощью теплового насоса до нужных параметров. На рисунке 3 представлена схема ректификационной установки с тепловым насосом.

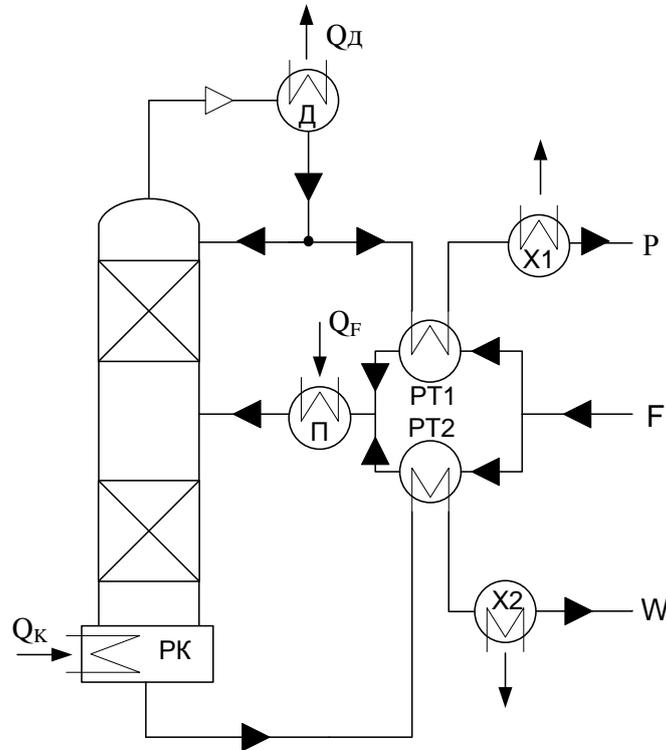


Рисунок 2 – Схема процесса ректификации с интеграцией внешних тепловых потоков
 РК – ректификационная колонна, Д – дефлегматор, П – подогреватель, X1,2 – холодильники,
 PT1,2 – рекуперативные теплообменники

Как видно из представленной схемы в этом варианте аппаратного оформления процесса реализована не только идея теплового насоса, но и произведена интеграция внешних тепловых потоков методом пинч-анализа. Такое сочетание дало следующие результаты: отпала необходимость постоянного подвода греющего пара к установке. Греющий пар необходим только в момент пуска и выхода установки на режим. Экономия горячей утилиты 100 %. Экономия холодной утилиты 99,3 % по сравнению с традиционной схемой и 99,1 % по сравнению со схемой интеграции внешних тепловых потоков.

В отличие от предыдущих схем, схема с тепловым насосом и интеграцией внешних тепловых потоков не имеет дефлегматора. Вместо дефлегматора установлен компрессор. Выбор компрессора зависит от количества пара G на выходе из колонны и степени сжатия, последняя характеризуется отношением давления греющего пара кубового испарителя и пара на выходе из колонны ($P_{ГП}/P_K$).

Количество пара G определяется из материального баланса колонны и существенно зависит от флегмового числа R . Флегмовое число в нашем случае равно 2,29.

Степень сжатия $P_{ГП}/P_K$ выбирается с учетом разности температур пара дистиллята t_p , температуры кубовой жидкости t_w , а также конструкции кубового испарите-

ля. В нашем случае степень сжатия пара $P_{ГП}/P_K = 2$, что вполне достаточно для обеспечения устойчивой работы не только кубового испарителя, но и для подогрева исходной смеси F от начальной температуры до температуры кипения t_F на питающей тарелке. При среднем КПД компрессора 0,8 затраты электроэнергии на сжатие паров составляет 52,7 кВт.

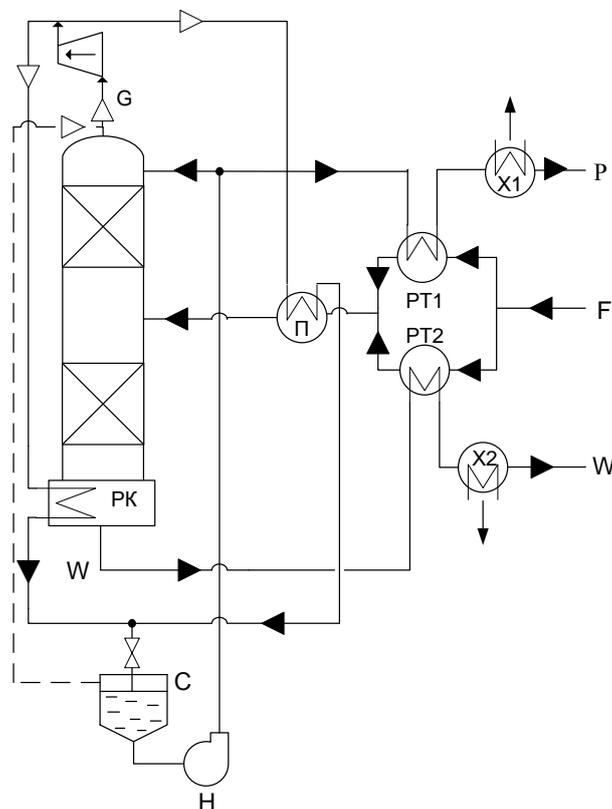


Рисунок 3 – Схема процесса ректификации с тепловым насосом и интеграцией внешних тепловых потоков

PK – ректификационная колонна, Д – дефлегматор, П – подогреватель, X1,2 – холодильники, PT1,2 – рекуперативные теплообменники, К – компрессор, С – сепаратор, Н – насос

Представленная схема аппаратного оформления процесса ректификации отличается не только наличием оптимально возможной рекуперацией внешних тепловых потоков, но и отсутствием подвода горячего теплоносителя извне после выхода колонны на рабочий режим. При степени сжатия $P_{ГП}/P_K = 2$ тепловой энергии пара G вполне достаточно не только для устойчивой работы кубового испарителя, но и для подогрева исходной смеси F от начальной температуры до температуры кипения t_F на питающей тарелке.

Температура конденсата греющего пара на 20 °С больше необходимой температуры флегмы. Поэтому, конденсат перед сепаратором дросселируется до необходимой температуры. При дросселировании порядка 3–5 % конденсата снова превращается в пар, который можно подавать на всасывающий патрубок компрессора (пунктирная линия на рис. 3). Такая схема теплового насоса носит название компенсирующего теплового насоса и позволяет дополнительно сократить расходы тепловой энергии. [4]

В данном исследовании были рассмотрены различные способы экономии энергоносителей при ректификации смеси вода-уксусная кислота. Установлено, что наибольший эффект энергосбережения дает вариант технологической схемы с тепловым насосом и интеграцией внешних тепловых потоков. Увеличение капитальных затрат в этом случае оправдано, т.к. для процессов ректификации экономическая эффективность определяется не капитальными, а энергетическими затратами.

Литература

1. Гельперин Н.И. Дистилляция и ректификация. М.; Л.: Госхимиздат.– 1947.– 312 с.
2. Стабников В.Н. Перегонка и ректификация этилового спирта. М.; Пищевая промышленность.– 1969.– 456 с.
3. Смит Р., Клемеш Й., Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М. Основы интеграции тепловых процессов. – Харьков: ХГПУ. 2000. – 457 с.
4. Айнштейн В.Г., Захаров М.К., Носов Г.А. Компенсирующий тепловой насос в процессах химической технологии. Химическая промышленность.– 2000.– №9.– с. 454–462.

УДК 621:664(076)

Гарев А.О., Чернишов І.С., Бабак Т.Г., Колісник С.А.

СПОСОБИ ЕКОНОМІЇ ЕНЕРГОНОСІЇВ У РЕКТИФІКАЦІЙНИХ УСТАНОВКАХ

Розглянуто питання економії енергії теплоносіїв, які використовуються в процесі ректифікації гомогенної рідкої суміші вод-оцтова кислота. Для ректифікаційної установки із заданою продуктивністю запропонована схема модернізації. Ця схема включає встановлення теплообмінного обладнання для максимальної рекуперації енергії потоків кубового залишку, дистилляту й вихідної суміші при заданому мінімальному значенні температурної різниці й теплового насоса, за допомогою якого тепло конденсації парів дистилляту використовується для нагрівання куба й підігріву вихідної суміші до цільової температури. Задачу оптимальної рекуперації енергії вирішено за допомогою методів пінч-аналізу.

Garev A.O., Chernyshov I.S., Babak T.G., Kolesnik S.A.

THE WAYS OF ENERGY CONSUMPTION REDUCTION FOR RECTIFICATION UNIT

The ways of energy consumption reduction for rectification process of homogeneous liquid mixture “water-acetic acid” are discussed. The various approaches of energy saving retrofit are proposed. The heat of top effluent and residue may be used to preheat the feed. The use of top vapour compression (heat pump case) is considered. To optimize the heat recovery the methods of pinch-analysis are used.