

Доцент Т.Г. Короткова, профессор Е.Н. Константинов

(Кубан. гос. технол. ун-т) кафедра процессов и аппаратов пищевых производств, тел. (861) 275-89-31

аспирант С.С. Мариненко, доцент О.В. Мариненко

(Майкоп. гос. технол. ун-т) кафедра технологии, машин и оборудования пищевых производств, тел. (87722) 57-00-21

Моделирование процесса компримирования паров ректификованного спирта в схеме спиртовой колонны с тепловым насосом

Использованы термодинамические соотношения и уравнение состояния Редлиха – Квонга. Получены аппроксимационные зависимости мольного объема от температуры и давления и теплоемкости идеального газа от температуры для моделирования процесса компримирования паров ректификованного спирта. Дан эксергетический анализ схемы спиртовой колонны с тепловым насосом и ее сравнение с типовой брагоректификационной установкой.

The use of thermodynamic relations and equation of state of Redlich-Kwong, obtaining the approximation of the molar volume dependence on temperature and pressure, ideal gas heat capacity on temperature for the modeling of vapor compression rectified alcohol. Energy analysis scheme alcohol column with a heat pump and its comparison with the standard rectification plant.

Ключевые слова: компримирование паров, ректификованный спирт, термодинамические соотношения, эксергетический анализ.

В случае использования теплового насоса на спиртовой колонне пары с верха колонны поступают на всас винтового компрессора, где они сжимаются и с выкида компрессора направляются в ребойлер для обогрева низа спиртовой колонны. В ребойлере пары конденсируются при температуре, отвечающей давлению на выкиде компрессора. Конденсат под собственным давлением направляется на верх спиртовой колонны в качестве орошения. При снижении давления конденсат частично самоиспаряется, и при этом его температура снижается до T_0 . Жидкая фаза направляется на орошение колонны, а образовавшиеся пары – в конденсатор. Теплоты конденсации паров спирта недостаточно для обогрева низа колонны, и в этой связи приходится устанавливать дополнительный ребойлер малой мощности, обогреваемый водяным паром.

В соответствии с описанной схемой пары должны конденсироваться при температуре T_s , которая на 20-30 °С выше, чем температура низа спиртовой колонны $T_w = 105$ °С. Нами принята температура конденсации $T_s = 130$ °С.

По температуре T_s , используя программу расчета давления насыщенных паров, можно определить давление на выкиде компрессора. Температура на выкиде компрессора T_k выше температуры точки росы, так как пары являются перегретыми. Поэтому для расчета компрессора необходимо задать эту температуру и находить её в дальнейшем методом итераций из условия, что энтропия паров в изоэнтальпийном процессе на выходе компрессора равна энтропии на входе.

Для моделирования процесса компримирования паров ректификованного спирта необходимо рассчитать изменение энтропии и энтальпии при переходе газовой системы из состояния, отвечающего выходу паров ректификованного спирта с верха спиртовой колонны (давление $p_0 = 0,1056$ МПа, температура $T_0 = 79$ °С, состав $y_{i,0}$, мол. дол.), до состояния этих паров на выкиде компрессора.

Сначала рассмотрим расчет компрессора, в котором протекает изоэнтальпийный процесс.

Примем в качестве независимых переменных температуру и давление. Тогда, учитывая, что энтропия S является функцией состояния, можно записать

$$dS = \left(\frac{\partial S}{\partial T} \right)_p dT + \left(\frac{\partial S}{\partial p} \right)_T dp. \quad (1)$$

Величину $\left(\frac{\partial S}{\partial p} \right)_T$ можно найти при ис-

пользовании уравнения для термодинамического потенциала Гиббса

$$\left(\frac{\partial S}{\partial p} \right)_T = - \left(\frac{\partial V}{\partial T} \right)_p, \quad (2)$$

где V – мольный объем, м³/кмоль.

Подставим соотношение (2) в (1) и получим уравнение, необходимое для расчета изменения энтропии

$$dS = \frac{C_p}{T} dT - \left(\frac{\partial V}{\partial T} \right)_p dp, \quad (3)$$

где C_p – теплоемкость при постоянном давлении.

Рассмотрим также энтальпию H как функцию от T и P

$$dH = C_p dT + \left(\frac{\partial H}{\partial p} \right)_T dp. \quad (4)$$

Величину $\left(\frac{\partial H}{\partial p} \right)_T$ можно определить,

используя полный дифференциал энтальпии

$$dH = TdS + Vdp$$

и уравнение (2):

$$\left(\frac{\partial H}{\partial p} \right)_T = -T \left(\frac{\partial V}{\partial T} \right)_p + V. \quad (5)$$

При подстановке уравнения (5) в (4) окончательно получим уравнение, необходимое для расчета энтальпии:

$$dH = C_p dT + \left[V - T \left(\frac{\partial V}{\partial T} \right)_p \right] dp. \quad (6)$$

В связи с тем что dS и dH являются полными дифференциалами, изменения ΔS и ΔH зависят только от начального и конечного состояния и не зависят от пути процесса. Путь процесса выбран, исходя из того, что изменение энтропии и энтальпии с изменением температуры вычисляют для идеального газа, так как в этом случае зависимость теплоемкости от температуры известна для всех компонентов. Поэтому использован путь процесса, состоящий из трех участков.

На первом участке при постоянной температуре, равной T_0 , изменяется давление от p_0 до давления, отвечающего состоянию идеального газа $p_{\text{эа}}$. В качестве давления, отвечающего состоянию идеального газа, можно

принять $p_{\text{эа}} = 0,001$ МПа. Вычисление ΔS_1 при этом проводится по уравнению (2), в котором величина $\left(\frac{\partial V}{\partial T} \right)_p$ находится по уравнению состояния реального газа.

На втором участке при постоянном давлении $p_{\text{эа}} = 0,001$ МПа движение проводится от температуры T_0 до заданной температуры T_k по соотношению, получаемому из уравнения (3) для изобарного процесса

$$\left(\frac{\partial S}{\partial T} \right)_p = \frac{C_p}{T}.$$

При подстановке зависимости теплоемкости C_p от температуры в виде полинома изменение энтропии ΔS_2 находится путем интегрирования.

На третьем участке выполняется переход при постоянной температуре T_k от давления идеального газа $p_{\text{эа}}$ до определенного ранее давления нагнетания компрессора. Суммарное изменение энтропии ΔS равно сумме ΔS_1 , ΔS_2 и ΔS_3 , где 1, 2, 3 – номера участков. В адиабатическом процессе ΔS равно нулю.

Изменение энтальпии ΔH по уравнению (5) рассчитывают, используя тот же путь. Оно равно мощности компрессора, КПД которого равен 100 %. Для технических расчетов обычно задаются адиабатической эффективностью, которая для различных конструкций компрессоров изменяется в пределах 75-95 %. Нами для винтового компрессора принята адиабатическая эффективность, равная 91 %.

Для описания свойств паровых смесей спиртового производства при отклонении их от идеального газа обычно используют кубические уравнения состояния Редлиха - Квонга или Пенга - Робинсона. При использовании этих уравнений трудно выразить в аналитическом виде зависимость объема от давления и температуры, вычислить необходимые производные в соответствии с уравнениями (3) и (6) и затем выполнить интегрирование. В связи с этим при решении конкретных задач, к которым относится моделирование БРУ с тепловыми насосами, удобно аппроксимировать уравнения состояния и теплоемкости более простыми зависимостями, так как вышеуказанные процессы протекают в сравнительно узком диапазоне температур и давлений.

В настоящей статье рассматривается тепловой насос в схеме БРУ, в котором пары спирта сверху ректификационной колонны сжимаются до давления, при котором температура конденсации выше, чем температура кипения в кубе настолько, чтобы создать необходимую движущую силу теплопередачи для обеспечения процесса кипения кубовой жидкости. Начальные параметры паров, поступающих на всас компрессора, следующие: температура $t_0 = 79^\circ\text{C}$, давление $p_0 = 0,1056$ МПа, содержание этанола 96,65 % об. в пересчете на жидкость, максимальное давление на выкиде не превышает 1 МПа, а температура – $t_k = 200^\circ\text{C}$. Для обеспечения более высокой точности использованы две аппроксимации уравнения состояния: для первого и второго участка.

В качестве исходного принято уравнение состояния Редлиха - Квонга. Для аппроксимации использовалось следующее соотношение:

$$V = \frac{a}{p} + b, \quad (7)$$

где V – мольный объем паров ректифицированного спирта, м^3 ; p – давление, МПа.

Коэффициенты a и b получены путем аппроксимации данных, рассчитанных по уравнению Редлиха - Квонга для смеси с содержанием этанола 96,65 % об.

Для первого участка в диапазоне температур 70-90 $^\circ\text{C}$

$$a = 0,00831 \cdot T + 0,001537, \quad (8)$$

$$b = 0,002 \cdot T - 1,1548, \quad (9)$$

где T – температура, К.

Для второго участка выполнена аналогичная аппроксимация в диапазоне температур 150-170 $^\circ\text{C}$ (без превышения точки росы) и давлении от 0,001 до 1 МПа.

$$a = 0,008315T - 0,0003,$$

$$b = 0,0014T - 0,9149.$$

Получена также зависимость теплоемкости при постоянном давлении, равном 0,001 МПа, что практически отвечает идеально-газовому состоянию в диапазоне изменения температур от 79 до 250 $^\circ\text{C}$

$$\tilde{N}_p = 0,1317T + 23,822, \quad (10)$$

где C_p – мольная теплоемкость паров ректифицированного спирта, кДж/кмоль.

Для первого участка с использованием уравнений (7)-(9) вычислена величина

$$\left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_p = -\left(\frac{\partial S}{\partial p}\right)_T, \text{ и при интегрировании от } p_0$$

до 0,001 МПа получена величина ΔS_1 , равная

$$\Delta S_1 = 0,00831 \ln \frac{p_0}{0,001} + 0,002(p_0 - 0,001).$$

Откуда при $p_0 = 0,1056$ МПа $\Delta S_1 = 0,03893$ МДж/(кмоль·К).

На втором участке определено ΔS_2 , кДж/(кмоль·К), с использованием уравнения (10). Найден интеграл

$$\Delta S_2 = \int_{79,22+273}^{160,3+273,15} \frac{C_p}{T} dT = 15,611$$

или в МДж/(кмоль·К),

$$\Delta S_2 = 0,015611.$$

Сумма ΔS_1 и ΔS_2 составит, МДж/(кмоль·К),

$$\Delta S_1 + \Delta S_2 = 0,05454.$$

Для третьего участка

$$-\Delta S_3 = 0,008315 \ln \frac{p_k}{0,001} + 0,0014p_k. \quad (11)$$

Так как в адиабатическом процессе сумма всех ΔS должна быть равна нулю, то

$$-\Delta S_3 = \Delta S_1 + \Delta S_2 = 0,05454.$$

Подставляя это значение в уравнение (11) и решая последнее методом простых итераций, получим $p_k = 0,636$ МПа. Строгое решение, полученное путем численного интегрирования уравнения Редлиха - Квонга для адиабатического процесса, дает $p_k = 0,644$ МПа. Полученный по изложенной методике результат находится в пределах допустимой технической точности.

При использовании уравнения состояния идеального газа по изложенной методике получено $p_k = 0,692$ МПа.

Определим мощность компрессора как разность энтальпий на входе и выходе [1], следуя тем же путем, что и при расчете изменения энтропии. Используем уравнение (6).

На первом участке ΔH_1 , МДж/кмоль,

$$\Delta H_1 = \int_{0,1056}^{0,001} \left(V - T \left(\frac{\partial V}{\partial T} \right)_p \right) dp = 0,04.$$

На втором участке ΔH_2 , МДж/кмоль,

$$\Delta H_2 = \int_{352,37}^{433,45} C_p dT = 6,128.$$

Аналогично для третьего участка

$$\Delta H_3 = \int_{0,001}^{0,636} \left(V - T \left(\frac{\partial V}{\partial T} \right) p \right) dp = -0,578.$$

Полное изменение энтальпии ΔH , МДж/кмоль, равно

$$\Delta H = 0,04 + 6,128 - 0,578 = 5,59.$$

При расходе паров 3260 кмоль/сут, что отвечает производительности по спирту 3000 дал/сут, изменение энтальпии составит 18,2 ГДж/сут.

Мощность компрессора при адиабатической эффективности 91 % равна 20 ГДж/сут.

С использованием приведенных результатов выполнен эксергетический анализ двух схем работы спиртовой колонны: без использования и с использованием теплового насоса [2].

Эксергия греющего пара в схеме без теплового насоса составляет 49 ГДж/сут при энергетических затратах на греющий пар 136,1 ГДж/сут.

При использовании теплового насоса эксергия дополнительного пара равна 5,8 ГДж/сут при энергетических затратах на него 16 ГДж/сут. При затратах эксергии на компримирование 20 ГДж/сут суммарные затраты эксергии составляют 25,8 ГДж/сут.

Общая экономия эксергии при использовании теплового насоса по сравнению с традиционной схемой обогрева низа спиртовой

колонны греющим паром составляет 23,2 ГДж/сут, что соответствует 43,7 % от эксергии по схеме без теплового насоса. Из полученных результатов можно сделать вывод, что тепловой насос целесообразно использовать в технологической схеме спиртовой колонны. Это подтверждается и экономическим расчетом [2].

Работа выполнена при финансовой поддержке Российского фонда фундаментальных исследований и региональных инвесторов в рамках гранта РФФИ (проект № 11-08-96507-р юг ц).

ЛИТЕРАТУРА

1. Мариненко, С.С. Методы расчета процесса сжатия паров спирта при использовании в схеме БРУ теплового насоса [Текст] / С.С. Мариненко, О.В. Мариненко, Е.Н. Константинов, Т.Г. Короткова // Известия вузов. Пищевая технология. - 2011. - № 2-3. - С. 76-78.
2. Короткова, Т.Г. Стоимостная и эксергетическая оценка использования тепловых насосов при брагоректификации с выпариванием барды [Текст] / Т.Г. Короткова, Л.М. Левашова, С.С. Мариненко, Е.Н. Константинов // Известия вузов. Пищевая технология. - 2011. - № 4. - С. 86-88.