

*А.Р. ШЕЙКУС*, асп., ГВУЗ "УГХТУ", Днепр,  
*И.Л. ЛЕВЧУК*, канд. техн. наук, доц., ГВУЗ "УГХТУ", Днепр,  
*В.Я. ТРИШКИН*, канд. техн. наук, доц., ГВУЗ "УГХТУ", Днепр,  
*В.И. КОРСУН*, д-р техн. наук, проф., ГВУЗ "НГУ", Днепр

## **МОДЕЛИРОВАНИЕ ПАРОВИДКОСТНОГО РАВНОВЕСИЯ ПРИ ПОДВИЖНОМ УПРАВЛЕНИИ ПРОЦЕССАМИ РЕКТИФИКАЦИИ**

Рассмотрены вопросы моделирования фазового равновесия многокомпонентных систем, приведены соответствующие алгоритмы расчетов. Экспериментально доказано повышение точности модели процесса многокомпонентной ректификации, предназначенной для исследования подвижных управляющих воздействий, путем интеграции в неё предложенной подсистемы фазового равновесия. Ил.: 4. Библиогр.: 10 назв.

**Ключевые слова:** фазовое равновесие, процесс многокомпонентной ректификации, подвижное управляющее воздействие.

**Постановка проблемы.** Процесс ректификации, широко применяемый в промышленности для разделения жидких смесей на составляющие их компоненты, характеризуется высокой энергоемкостью и себестоимостью получаемых продуктов. Важнейшими задачами управления данным процессом остаются снижение затрат на его ведение и повышение эффективности разделения.

Так как ректификационная установка является объектом с распределёнными параметрами, то использование традиционных управляющих воздействий, основанных только на изменениях материальных или энергетических потоков аппарата, не является высокоэффективным. Очевидно, что решение задач управления требует использования новых научных подходов, учитывающих и использующих распределенность ректификационных колонн как объектов управления.

**Анализ литературы.** В работах [1, 2] рассмотрены теоретические основы и принципы построения нового класса систем управления распределенными объектами – с использованием подвижных управляющих воздействий. В роли таких воздействий могут рассматриваться по отдельности, попарно или в совокупности интенсивность, форма и закон движения в пространстве источников вещества и/или энергии. Появление новой степени свободы – возможности выбора закона движения материального или энергетического источника – позволяет осуществлять перевод распределенного объекта в состояния, недостижимые в классе

неподвижных управляющих воздействий.

Вопросы распределённого управления процессом ректификации рассмотрены в работах [3, 4]. Результаты исследований, приведенные в этих трудах, получены с использованием математической модели процесса, адаптированной для решения задач распределённого управления, однако имеющей всё же ряд существенных недостатков:

1) Для расчета равновесной паровой фазы используется полином высокого порядка с постоянными коэффициентами. Точность такой аппроксимации для неидеальных смесей крайне низкая. При этом не учитывается ряд факторов, влияющих на форму и положение равновесной и температурных кривых. В связи с этим возникает необходимость отхода от экспериментальных данных к методам, в основе которых лежат закономерности, вытекающие из теории растворов [5 – 7].

2) Не учитывается давление в ректификационной колонне, величина которого оказывает существенное влияние на концентрационные и температурные профили установки [8].

3) Разделяемая смесь сводится к бинарной. При этом другие компоненты, независимо от их концентраций в разделяемой смеси и конечных продуктах, отбрасываются как несущественные.

Указанные недостатки снижают эффективность распределённого управления процессом ректификации на основе адаптированной математической модели и должны быть устранены.

**Цель статьи** – повышение эффективности распределённого управления процессом ректификации за счёт усовершенствования используемой математической модели путем интеграции в неё подсистемы расчётов парожидкостного равновесия в бинарных и многокомпонентных смесях.

Для достижения цели необходимо решить следующие задачи:

– выбрать модель фазового равновесия и разработать на её основе алгоритмы расчета составов равновесных фаз, температур кипения жидких и конденсации парообразных смесей, пригодных для расчета как бинарной, так и многокомпонентной ректификации;

– на примере бинарной смеси доказать адекватность подсистемы путем сравнения результатов моделирования, полученных с помощью разработанной модели, и результатов моделирования в специализированной программной среде Aspen Plus;

– исследовать эффективность интеграции подсистемы фазового равновесия в математическое описание ректификационной колонны на примере установок для разделения смеси метанол-вода и продуктов синтеза метилтретбутилового эфира (МТБЭ).

**Теоретические основы моделирования парожидкостного равновесия.** Переход вещества из одной фазы в другую происходит до тех пор, пока не установится состояние равновесия между фазами. В таком состоянии существует определенная зависимость между концентрациями распределяемого вещества: любой концентрации  $x$  этого компонента в жидкой фазе соответствует равновесная концентрация  $y^*$  в паровой [5]

$$y_i^* = K_i \cdot x_i. \quad (1)$$

Коэффициент фазового равновесия  $K_i$  в общем случае является функцией, зависящей от давления, температуры и состава смеси [6].

К идеальным системам относятся двухфазные системы жидкость-пар, в которых жидкая фаза подчиняется закону Рауля, а паровая фаза – закону Дальтона. Расчет коэффициента равновесия для идеальных смесей возможен по уравнению

$$K_i = \frac{P_i}{P}, \quad (2)$$

где  $P$  – давление в рассматриваемой области;  $P_i$  – давление паров чистого компонента при данной температуре  $T$ .

Большинство смесей, подвергающихся ректификации, являются неидеальными, что обуславливается межмолекулярным взаимодействием. Учитывать отклонения от идеальности возможно введением соответствующих коэффициентов: активности для жидкой фазы и летучести (фугитивности) для паровой [7].

Однако неидеальность паровой фазы проявляется в значительно меньшей степени, чем в жидкой. Это объясняется меньшей плотностью паровой фазы и, соответственно, меньшей вероятностью взаимодействия отдельных молекул. Поэтому при расчете парожидкостного равновесия, особенно в области умеренных давлений, все отклонения от идеального поведения относят к жидкой фазе, а паровая принимается идеальной.

Выражение для расчета коэффициента распределения с учетом неидеальности жидкой фазы следующее [8]

$$K_i = \frac{P_i}{P} \cdot \gamma_i, \quad (3)$$

где  $\gamma_i$  – коэффициент активности  $i$ -го компонента в жидкой смеси.

Как видно из (2) и (3), коэффициент активности компонентов идеальной смеси равен единице.

Подставим (3) в (1)

$$y_i^* = \frac{P_i}{P} \cdot \gamma_i \cdot x_i. \quad (4)$$

Сумма концентраций компонентов смеси равна единице

$$\sum_{i=1}^n x_i = \sum_{i=1}^n y_i = \sum_{i=1}^n y_i^* = 1. \quad (5)$$

Просуммировав концентрации всех компонентов равновесной парообразной смеси (4) и приравняв полученную сумму к единице (5), получим

$$\sum_{i=1}^n y_i^* = \frac{\sum_{i=1}^n P_i \cdot x_i \cdot \gamma_i}{P} = 1. \quad (6)$$

Из (6) можно выразить условие парожидкостного равновесия

$$\sum_{i=1}^n P_i \cdot x_i \cdot \gamma_i = P. \quad (7)$$

Давления паров чистых компонентов, входящие в (7), являются функциями температуры и могут быть найдены с помощью расширенного уравнения Антуана:

$$\ln P_i = C_{1i} + \frac{C_{2i}}{C_{3i} + T_{\text{кип}}} + C_{4i} \cdot \ln T_{\text{кип}} + C_{5i} \cdot T_{\text{кип}}^{C_{6i}}, \quad (8)$$

где  $C_{1-6,i}$  – известные постоянные для  $i$ -го компонента смеси,  $T_{\text{кип}}$  – температура кипения.

Температура жидкой и паровой фаз, находящихся в равновесии друг с другом, равна температуре кипения жидкой фазы и конденсации равновесной ей паровой.

Основной проблемой, связанной с моделированием парожидкостного равновесия, остается определение коэффициентов активностей компонентов в разделяемых смесях. В данной работе для расчета коэффициентов активности использовалось уравнение NRTL, преимущество которого по сравнению с уравнениями Маргулеса и ван Лаара состоит в том, что его можно применять к многокомпонентным смесям, основываясь только на бинарных параметрах, а по сравнению с уравнением Вильсона – в том, что трехпараметричность уравнения позволяет точнее представить данные о равновесии в рассматриваемых системах [9]:

$$\ln \gamma_i = \frac{\sum_{j=1}^n x_j \cdot \tau_{ji} \cdot G_{ji}}{\sum_{k=1}^n x_k \cdot G_{ki}} + \sum_{j=1}^n \frac{x_j \cdot G_{ij}}{\sum_{k=1}^n x_k \cdot G_{kj}} \cdot \left( \tau_{ij} - \frac{\sum_{m=1}^n x_m \cdot \tau_{mj} \cdot G_{mj}}{\sum_{k=1}^n x_k \cdot G_{kj}} \right), \quad (9)$$

$$G_{ij} = e^{(-\alpha_{ij} \cdot \tau_{ij})}, \quad (10)$$

$$\tau_{ij} = \frac{A_{ij}}{R \cdot T_{\text{кип}}}, \quad (11)$$

$$\alpha_{ij} = 0,3, \quad (12)$$

$$\tau_{ii} = \tau_{jj} = 0, \quad (13)$$

$$G_{ii} = G_{jj} = 1, \quad (14)$$

где  $i, j$  – номера компонентов бинарной системы;  $\tau_{ij}$ ,  $\tau_{ji}$ ,  $\alpha_{ij}$  – независимые параметры бинарного взаимодействия уравнения NRTL;  $G_{ij}$ ,  $G_{ji}$  – рассчитываемые параметры взаимодействия между компонентами  $i$  и  $j$ ;  $A_{ij}$  – параметр аппроксимирующего уравнения (11):  $R$  – универсальная газовая постоянная.

Параметр  $\alpha_{ij}$  является чисто эмпирическим. В зависимости от химической природы составляющих смесь компонентов, авторы [10] предлагают пользоваться диапазоном величин 0,2 – 0,47. Ввиду отсутствия справочных данных возможно принять данный параметр равным 0,3 для всех компонентов.

Из уравнений (9) – (14) видно, что расчет коэффициентов активности проводится на основании известного состава смеси ( $\bar{x}$ ) и температуры, которая равна температуре кипения ( $T_{\text{кип}}$ ).

Предлагается использовать для определения коэффициентов активности компонентов смеси преобразованное и упрощенное уравнение NRTL, позволяющее отказаться от дополнительных уравнений (13) и (14):

$$\ln \gamma_i = \left( \sum_{j=1, \neq i}^n x_j \cdot \tau_{ji} \cdot G_{ji} \right) \cdot \left( \sum_{j=1, \neq i}^n x_j \cdot G_{ji} \right) / \left( x_i + \sum_{j=1, \neq i}^n x_j \cdot G_{ji} \right)^2 + \sum_{j=1, \neq i}^n x_j \cdot G_{ij} \cdot \left( x_j \cdot \tau_{ij} + \sum_{m=1, \neq i, \neq j}^n x_m \cdot G_{mj} \cdot (\tau_{ij} - \tau_{mj}) \right) / \left( x_j + \sum_{m=1, \neq j}^n x_m \cdot G_{mj} \right)^2. \quad (15)$$

Зависимости (1) – (15) составляют математическую модель парожидкостного равновесия многокомпонентных смесей, которая позволяет решать следующие важнейшие задачи:

- рассчитывать температуру кипения жидкой смеси заданного состава при заданном давлении;
- определять состав паровой фазы, которая находится в равновесии с жидкой известной состава;
- проводить обратные расчеты, в случае, когда известной является паровая фаза, а параметры жидкой необходимо определять.

**Алгоритм расчета температуры кипения жидкой многокомпонентной смеси.** Уравнения (7), (8), (15) содержат одну неизвестную искомую величину –  $T_{\text{кип}}$ . Так как выразить её в явном виде невозможно, то решение осуществимо только итерационным способом.

Задается начальное приближение для искомой температуры. На основании состава и температуры определяются коэффициенты активности ( $\bar{\gamma}$ ) и давления чистых компонентов ( $\bar{P}$ ).

Решение проводится методом Ньютона. Из уравнения (7) получают выражение функции  $f(T)$ , ноль которой обеспечивает решение задачи

$$f(T) = P - \sum_{i=1}^n P_i \cdot x_i \cdot \gamma_i = 0. \quad (16)$$

Согласно методу Ньютона:

$$T = T - \frac{f(T)}{f'(T)}. \quad (17)$$

Значение первой производной

$$f'(T) = \frac{f(T + \Delta T) - f(T)}{\Delta T}. \quad (18)$$

Согласно (17) и (18) окончательное выражение для уточнения значения температуры кипения

$$T = T + \frac{f(T) \cdot \Delta T}{f(T) - f(T + \Delta T)}. \quad (19)$$

Расчеты необходимо повторять до тех пор, пока условие (16) не выполнится с требуемой точностью.

**Алгоритм расчета состава равновесной паровой фазы.** Алгоритм определения температуры кипения жидкой смеси составляет основу алгоритма расчета равновесного состава паровой фазы. Рассчитанное с помощью итерационного процесса значение температуры позволяет определить давления и коэффициенты активности

компонентов жидкой смеси при этой температуре (уравнения (8) и (15)). Далее концентрации каждого компонента равновесной парообразной смеси рассчитываются по уравнению (4).

**Алгоритм расчета параметров равновесной жидкой фазы.** На практике зачастую возникает необходимость решения обратной задачи: нахождения состава равновесной жидкой фазы и температуры конденсации парообразной смеси на основании её состава  $\bar{y}$  и давления  $P$  в рассматриваемой области.

Выразим из уравнения (4) равновесную концентрацию  $i$ -го компонента в жидкой фазе

$$x_i^* = \frac{P}{P_i \cdot \gamma_i} \cdot y_i. \quad (20)$$

Давления чистых компонентов и коэффициенты активности являются функциями температуры кипения и состава искомой жидкой фазы, а температура кипения – состава жидкой фазы и давления, которое известно.

В этом случае  $n - 1$  значение концентраций искомой равновесной жидкой фазы необходимо уточнять итерационными методами. Алгоритм решения состоит из следующих действий.

Задается начальное приближение равновесного состава жидкой фазы  $\bar{x}^* = \bar{y}$ .

Для такой жидкой фазы выполняется алгоритм расчета температуры кипения. На основании этой величины и состава жидкой смеси определяются давления чистых компонентов и коэффициенты активности.

Согласно (20) выражения для уточнения равновесной концентрации  $i$ -го компонента:

$$f_i(\bar{x}^*) = \frac{P}{P_i \cdot \gamma_i} \cdot y_i - x_i^*, \quad (21)$$

$$x_i^* = x_i^* + b \cdot f_i(\bar{x}^*), \quad (22)$$

где  $b$  – угловой коэффициент.

Итерационная процедура завершается при выполнении с требуемой точностью условия

$$\sum_{i=1}^{n-1} \left| f_i(\bar{x}^*) \right| = \sum_{i=1}^{n-1} \left| \frac{P}{P_i \cdot \gamma_i} \cdot y_i - x_i^* \right| = 0. \quad (23)$$

**Экспериментальные исследования рабочих режимов ректификационных колонн с использованием разработанных алгоритмов.** Работоспособность и точность алгоритмов исследованы на примере бинарной азеотропной смеси метанол-метилтретбутиловый эфир (МТБЭ). В связи с отсутствием экспериментальных данных моделирование проводилось параллельно с использованием среды Aspen Plus (рис. 1). Ключевым компонентом бинарной смеси выбран метанол.

Погрешности в расчетах объясняются отсутствием эмпирических данных – надежных коэффициентов бинарного взаимодействия в уравнении NRTL.

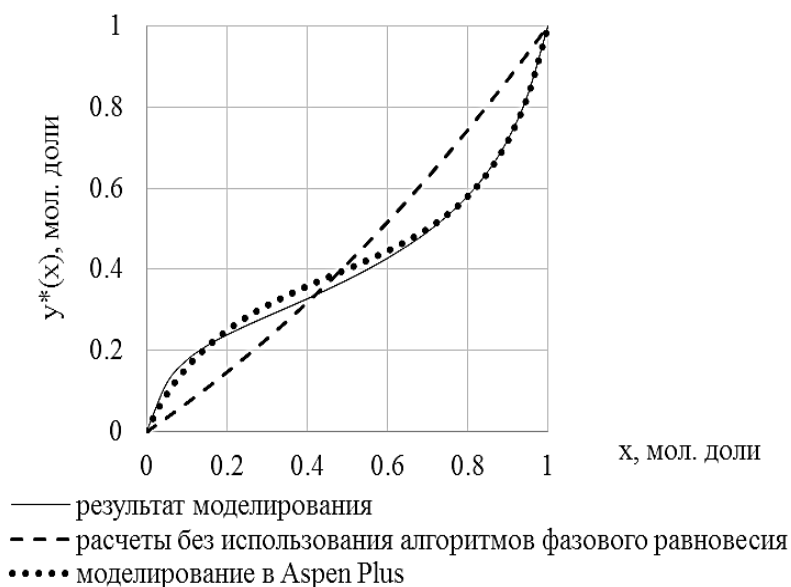


Рис. 1. Кривая равновесия смеси метанол-МТБЭ

Диаграмма на рис. 2 демонстрирует существенные различия в результатах расчета температурных кривых с использованием подпрограмм фазового равновесия и без использования.

Математическая модель фазового равновесия многокомпонентных смесей и соответствующие алгоритмы расчета реализованы в виде подпрограмм, которые успешно интегрированы в программное обеспечение для расчета статических режимов ректификационных колонн. Эффективность интеграции модели фазового равновесия исследована путем расчетов концентрационных профилей установки с использованием соответствующих алгоритмов и без них.



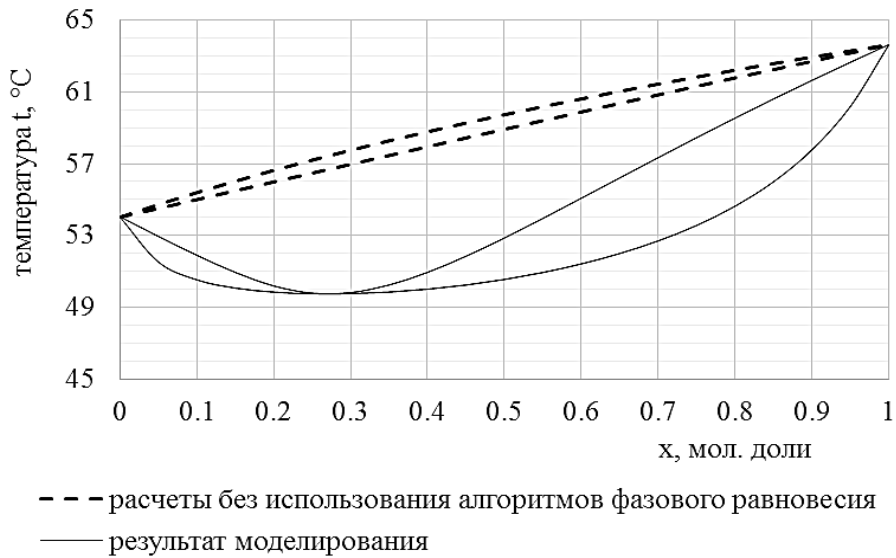


Рис. 2. Температурные кривые смеси метанол-МТБЭ

На рис. 3 приведены концентрационные профили МТБЭ, рассчитанные с использованием одних и тех же начальных данных, которые соответствуют нормальному режиму работы колонны.

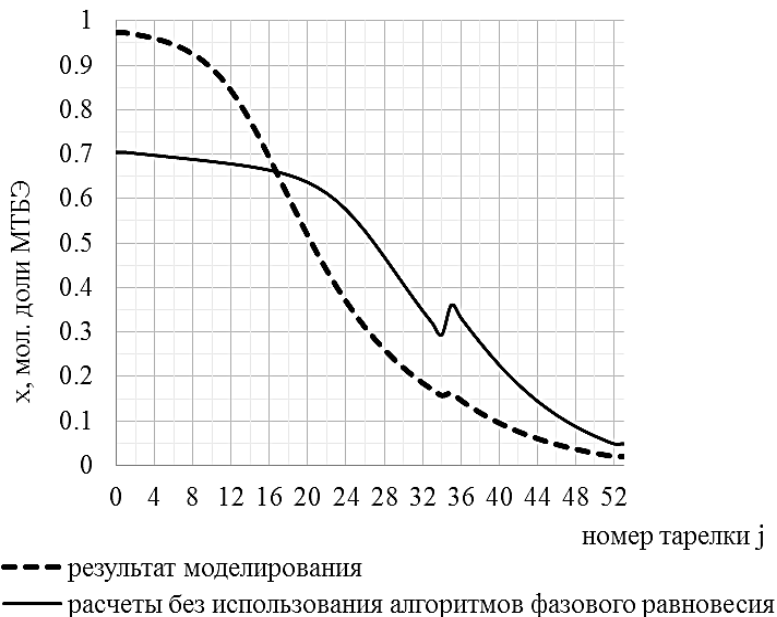


Рис. 3. Концентрационные профили колонны для разделения продуктов синтеза МТБЭ

Рассматривались 10 основных компонентов в питании, концентрации которых превышают 0,1%: пропан, н-бутан, изобутан, бутилен, цис-бутен, транс-бутен, изобутилен, пентан, метанол, МТБЭ. Куб колонны имеет индекс  $j = 0$ , а две последние "тарелки" определяют концентрации ключевых компонентов во флегме и дистилляте соответственно.

Согласно технологическому регламенту установки производства МТБЭ, используемой АО "Укртатнафта" в г. Кременчуг, концентрация МТБЭ в кубовом продукте должна составлять не менее 98 %, что не согласуется с результатами расчетов без использования алгоритмов фазового равновесия.

**Подвижное управление процессами ректификации с использованием алгоритмов расчета парожидкостного равновесия.** Несомненно, допущения об идеальности разделяемой смеси приводят к значительным погрешностям результатов не только при расчетах рабочих режимов ректификационных колонн, но и при определении величин оптимальных управляющих воздействий.

Влияние межмолекулярного взаимодействия компонентов смеси на номер оптимальной тарелки питания исследовалось на примере ректификационной колонны для разделения смеси метанол-вода. На рис. 4 изображены статические характеристики аппарата по каналу "номер тарелки питания – качество дистиллята".

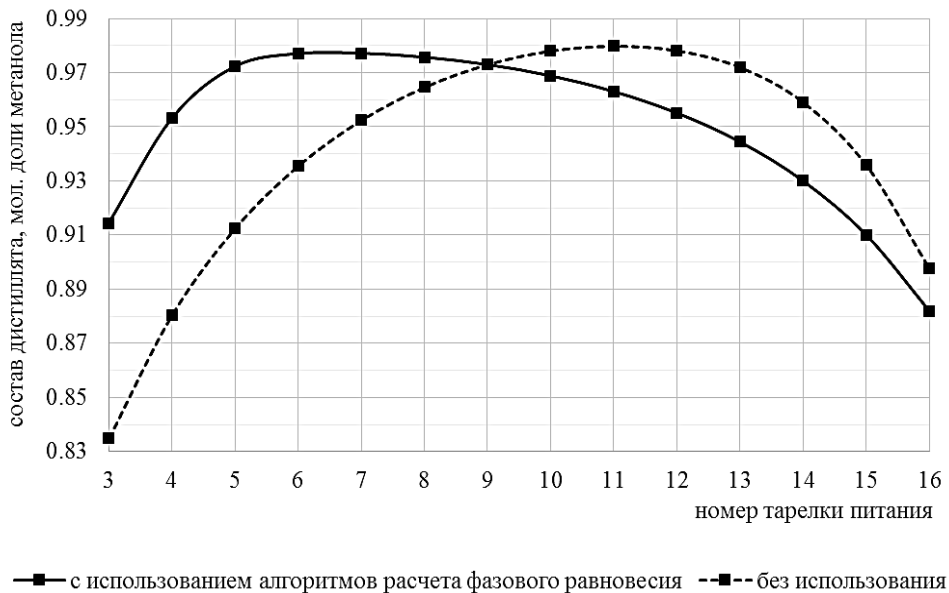


Рис. 4. Зависимости качества дистиллята от номера тарелки питания

Расчеты проводились с использованием разработанных алгоритмов фазового равновесия и без использования. И в первом случае, и во втором непосредственно перед расчетами проводилась параметрическая идентификация модели ректификационной колонны. Идентификация заключалась в определении таких значений коэффициентов массоотдачи в жидкой и паровой фазах, которые позволили согласовать результаты расчетов на основании модели с экспериментальными данными, указанными в нормах технологического режима: тарелка питания – 9-я, концентрация метанола – 97,3 % мол.

Характеристики носят экстремальный характер, что позволяет отследить оптимальную тарелку питания. Результаты моделирования без использования алгоритмов расчета парожидкостного равновесия позволяют сделать вывод о необходимости подачи сырья на 11-ю тарелку, ожидаемая концентрация метанола при этом 98 %. В действительности же в этом случае, как показывают расчеты с использованием усовершенствованной модели, качество дистиллята не превысит 96,3 %, а концентрация примесей (воды) возрастет на 85%.

Использование алгоритмов расчета парожидкостного равновесия смещает рассчитываемый номер оптимальной тарелки питания на 4 контактных устройства: с 11-го на 7-й. Так как в колонне всего 18 тарелок, то такая погрешность составляет 22,2 %.

**Выводы.** Результаты расчетов ректификационной установки с использованием математической модели, в которой не рассматриваются вопросы фазового равновесия, характеризуются существенными погрешностями и не отражают реальной картины распределения компонентов между конечными продуктами. На примере колонны для разделения продуктов синтеза МТБЭ видно, что рассчитанные концентрации примесей в кубовом продукте возрастают от 2% до 30%.

Статические характеристики ректификационных колонн по каналу "номер тарелки питания – качество продуктов разделения" носят экстремальный характер, при этом допущение об идеальности разделяемой смеси существенно смещает точку экстремума. Использование математической модели процесса ректификации без модели фазового равновесия в целях прогнозирования режима работы и определения величин оптимальных управляющих воздействий приводит к существенному повышению затрат на ведение процесса и потерям ценных ресурсов.

Модель фазового равновесия, интегрированная в общее описание ректификационной установки, позволяет значительно повысить точность расчетов математического обеспечения систем автоматического подвижного управления процессами многокомпонентной ректификации

и может использоваться в системах оптимального, адаптивного управления.

**Список литературы:** 1. Бутковский А.Г. Методы управления системами с распределенными параметрами / А.Г. Бутковский. – М.: Наука, 1975. – 568 с. 2. Рапопорт Э.Я. Анализ и синтез систем автоматического управления с распределенными параметрами: учеб. пособие / Э. Я. Рапопорт. – М.: Высш. шк., 2005. – 292 с. 3. Белоброва Е.В. Автоматическое управление тепломассообменными процессами с подвижными распределенными регулирующими воздействиями / Е.В. Белоброва, А.Р. Шейкус, В.И. Корсун // Восточно-Европейский журнал передовых технологий. – 2014. – № 5/2 (71). – С. 51-55. 4. Левчук И.Л. Способ управления процессом ректификации с помощью распределенных управляющих воздействий / И.Л. Левчук, А.Р. Шейкус, В.Я. Тришкин // Вісник НТУ "ХПІ". Серія: Нові рішення в сучасних технологіях. – 2015. – № 14 (1123). – С. 100-105. 5. Процессы и аппараты химической технологии: учеб.: в 2-х ч. Ч. 2 / Л.Л. Товажнянський, А.П. Готлинская, В.А. Лещенко и др.; под ред. Л.Л. Товажнянского. – Х.: НТУ "ХПИ". – 2005. – 532 с. 6. Комиссаров Ю.А. Математическое моделирование при расчете парожидкостного равновесия многокомпонентных систем / Ю.А. Комиссаров, Дам Куанг Шанг // Вестник АГТУ. Серия: Управление, вычислительная техника и информатика. – 2011. – № 1. – С. 43-50. 7. Тархов К.Ю. Особенности влияния относительной летучести компонентов на расчет и структуру диаграмм фазового равновесия жидкость-пар многокомпонентных смесей / К.Ю. Тархов, Л.А. Серафимов, А.М. Андреева // Вестник МИТХТ. – 2011. – Т. 6. – № 1. – С. 61-73. 8. Holland, C.D. Fundamentals of multicomponent distillation / C.D. Holland. – N. Y.: McGraw-Hill Book Company, 1994. – 626 p. 9. Уэйлес С. Фазовые равновесия в химической технологии: в 2-х ч. Ч. 1. – М.: Мир, 1989. – 304 с. 10. Reid R.C. The properties of gases and liquids / R.C. Reid, J.M. Prausnitz, B.E. Poling. – N. Y.: McGraw-Hill, Inc., 1987. – 741 p.

**References:**

1. Butkovskii, A.G. (1975), *Control methods of distributed parameter systems*, Nauka, Moscow, 568 p.
2. Rapoport, E.Ya. (2005), *Analysis and synthesis of automatic control systems with distributed parameters*, High school, Moscow, 292 p.
3. Belobrova, E.V., Sheikus, A.R. and Korsun, V.I. (2014), "Automatic control of heat and mass transfer processes with movable distribution of regulatory impact", *Eastern-European journal of enterprise technologies*, No. 5/2 (71), pp. 51-55.
4. Levchuk, I.L., Sheikus, A.R. and Trishkin, V.Ya. (2015), "Control method of distillation process with distributed control effects", *Herald of the National Technical University "KhPI". Subject issue: New solutions in modern technologies*, No. 14 (1123), pp. 100-105.
5. Tovazhnyanskii, L.L., Gotlinskaya, A.P. and Leshchenko, V.A. (2005), *Processes and devices of chemical technology, Vol. 2*, By Tovazhnyanskii, L.L. (Ed.), NTU "KhPI", Kharkov, 532 p.
6. Komissarov, Yu.A. and Shang, D.K. (2011), "Mathematical modeling in calculating vapor-liquid equilibria of multicomponent systems", *Vestnik of Astrakhan State Technical University. Series: Management, Computer Science and Informatics*, No. 1, pp. 43-50.
7. Tarkhov, K.Yu, Serafimov, L.A. and Andreeva, A.M. (2011), "Features of influence of the relative volatilities of the components in the calculation and structure diagrams of phase equilibrium liquid-vapor multicomponent mixtures", *Vestnik MITHT*, Vol. 6, No. 1, pp. 61-73.
8. Holland, C.D. (1994), *Fundamentals of multicomponent distillation*, McGraw-Hill Book Company, New York, 626 p.

9. Walas, S.M. (1989), *Phase equilibria in chemical engineering, Trans. from Eng., Vol. 1*, Mir, Moscow, 304 p.
10. Reid, R.C., Prausnitz, J.M. and Poling, B.E. (1987), *The properties of gases and liquids*, McGraw-Hill Book Company, New York, 741 p.

*Статтю представил д-р техн. наук, проф. ГВУЗ "УГХТУ" Зеленцов Д.Г.*

*Поступила (received) 05.07.2016*

Sheikus Anton, postgraduate  
Ukrainian State University of Chemical Technology  
Ave Gagarin, 8, Dnepr, Ukraine, 49005  
Tel: (067) 732 16 82, e-mail: a.sheykus@gmail.com  
ORCID ID: 0000-0002-5575-098X

Levchuk Igor, Candidate of Technical Sciences, Associate Professor  
Ukrainian State University of Chemical Technology  
Ave Gagarin, 8, Dnepr, Ukraine, 49005  
ORCID ID: 0000-0002-8983-0558

Trishkin Vladislav, Candidate of Technical Sciences, Associate Professor  
Ukrainian State University of Chemical Technology  
Ave Gagarin, 8, Dnepr, Ukraine, 49005  
ORCID ID: 0000-0001-5233-6284

Korsun Valeriy, Doctor of Technical Sciences, Professor  
State Higher Educational Institution "National Mining University"  
Ave K. Marx, 19, Dnepr, Ukraine, 49600  
ORCID ID: 0000-0001-8102-4335

УДК 681.51.012

**Моделювання парорідинної рівноваги при рухливому керуванні процесами ректифікації / Шейкус А.Р., Левчук І.Л., Тришкін В.Я., Корсун В.І. // Вісник НТУ "ХПІ". Серія: Інформатика та моделювання. – Харків: НТУ "ХПІ". – 2016. – № 44 (1216). – С. 87 – 100.**

Розглянуті питання моделювання фазової рівноваги багатокomпонентних систем, наведені відповідні алгоритми розрахунків. Експериментально доведено підвищення точності моделі процесу багатокomпонентної ректифікації, призначеної для дослідження рухливих керуючих впливів, шляхом інтеграції в неї запропонованої підсистеми фазової рівноваги. Іл.: 4. Бібліогр.: 10 назв.

**Ключові слова:** фазова рівновага, процес багатокomпонентної ректифікації, рухливий керуючий вплив.

УДК 681.51.012

**Моделирование парожидкостного равновесия при подвижном управлении процессами ректификации / Шейкус А.Р., Левчук И.Л., Тришкин В.Я., Корсун В.И. // Вестник НТУ "ХПИ". Серія: Інформатика и моделирование. – Харьков: НТУ "ХПИ". – 2016. – № 44 (1216). – С. 87 – 100.**

Рассмотрены вопросы моделирования фазового равновесия многокомпонентных систем, приведены соответствующие алгоритмы расчетов. Экспериментально доказано повышение точности модели процесса многокомпонентной ректификации, предназначенной для исследования подвижных управляющих воздействий, путем интеграции в неё предложенной подсистемы фазового равновесия. Ил.: 4. Библиогр.: 10 назв.

**Ключевые слова:** фазовое равновесие, процесс многокомпонентной ректификации, подвижное управляющее воздействие.

UDC 681.51.012

**Modelling of vapor-liquid equilibrium at a mobile control rectification processes / Sheikus A.R., Levchuk I.L., Trishkin V.Ya., Korsun V.I. // Herald of the National Technical University "KhPI". Subject issue: Informatics and Modeling. – Kharkov: NTU "KhPI". – 2016. – №. 44 (1216). – P. 87 – 100.**

The modeling of phase equilibrium in multicomponent systems is analyzed and corresponding calculation algorithms are exemplified. The increasing accuracy of the model of multicomponent rectification process designed to study the movable control actions by integrating the proposed subsystem phase equilibrium is proved experimentally. Figs.: 4. Refs.: 10 titles.

**Keywords:** phase equilibrium, multicomponent rectification processes, the movable control actions.