

УДК 637.2:66.061.3

ББК 35.782

Т-32

**Кошевой Евгений Пантелеевич**, доктор технических наук, профессор, заведующий кафедрой машин и аппаратов пищевых производств ФГБОУ ВПО «Кубанский государственный технологический университет», 350072, г. Краснодар, ул. Московская, 2, тел.: 8(861)2752279;

**Верещагин Александр Геннадьевич**, кандидат технических наук, доцент кафедры машин и аппаратов пищевых производств ФГБОУ ВПО «Кубанский государственный технологический университет», 350072, г. Краснодар, ул. Московская, 2, тел.: 8(861)2752279;

**Схалыхов Анзаур Адамович**, доктор технических наук, доцент, профессор кафедры технологий, машин и оборудования пищевых производств, декан технологического факультета ФГБОУ ВПО «Майкопский государственный технологический университет», 385000, Республика Адыгея, г. Майкоп, ул. Первомайская, 191, тел.: 8(8772)570412;

**Чундышко Вячеслав Юрьевич**, кандидат технических наук, доцент, доцент кафедры информационной безопасности и прикладной информатики ФГБОУ ВПО «Майкопский государственный технологический университет», 385000, Республика Адыгея, г. Майкоп, ул. Первомайская, 191, тел.: 8(8772)571133.

## ТЕМПЕРАТУРЫ КИПЕНИЯ РАСТВОРОВ МАСЛА В ЭКСТРАКЦИОННЫХ РАСТВОРИТЕЛЯХ

(рецензирована)

В работе получена обобщенная зависимость расчета температуры кипения, учитывающая индивидуальные свойства различных растворителей и сокращающую использование экспериментальных данных.

Ключевые слова: масло, растворитель, температура, давление, концентрация.

**Koshevoi Eugeniï Panteleyevich**, Doctor of Technical Sciences, professor, head of the Department of Machines and Equipment of Food production of FSBEI HPE «Kuban State Technological University», 350072, Krasnodar, 2 Moscovskaya Str., tel.: 8(861)2752279;

**Vereshchagin Alexander Gennadievich**, Candidate of Technical Sciences, assistant professor of the Department of Machines and Equipment of Food production of FSBEI HPE «Kuban State Technological University», 350072, Krasnodar, 2 Moscovskaya Str., tel.: 8(861)2752279;

**Skhalyakhov Anzaur Adamovich**, Doctor of Technical Sciences, associate professor, professor of the Department of Technologies, Machinery and Equipment for Food Production, dean of the Technological Faculty of FSBEI HPE «Maikop State Technological University», 385000, Republic of Adyghea, Maikop, 191 Pervomayskaya Str., tel.: 8(8772)570412;

**Chundyshko Vyacheslav Yurievich**, Candidate of Technical Sciences, assistant professor of the Department of Information Security and Applied Informatics of FSBEI HPE «Maikop State Technological University», 385000, The Republic of Adyghea, Maikop, 191 Pervomayskaya Str., tel.: 8(8772)571133.

## BOILING TEMPERATURES OF OIL SOLUTIONS IN THE EXTRACTION SOLVENTS

(reviewed)

A generalized dependence of the boiling point calculation has been obtained, taking into account individual properties of different solvents and reducing the use of experimental data.

Keywords: oil, solvent, temperature, pressure, concentration.

Растворы масла в экстракционных растворителях образуются при экстракции масла из маслосодержащих материалов (лепесток и крупка масличных материалов, фосфолипиды, фильтровальные порошки и др.) различными растворителями (углеводородами – технический гексан, экстракционный бензин; спиртами – этанол, изопропанол; кетонами – ацетон) [1]. При этом стадия отгонки растворителя из получаемых при экстракции растворов (мисцелл) является

обязательной, обеспечивающей качество экстракционного масла и снижение потерь растворителей в экстракционной технологии [1, 2].

Расчет всей маслоэкстракционной аппаратуры, предназначенной для разделения маслобензиновых мисцелл дистилляцией, базируется на расчете температуры кипения раствора [1-3]. Предложено расчет температуры проводить по эмпирическим зависимостям от давления в аппарате и концентрации мисцелл. Недостатки известных зависимостей следующие:

Уравнения, предлагаемые в работах [1, 2], описывают зависимость температуры кипения от концентрации ступенчато по нескольким диапазонам концентраций, что уже предусматривает ошибку т.к. в конечных точках диапазона имеет место скачок рассчитываемой температуры. Уравнение [4], хотя предложено для применения без ограничения диапазона концентраций мисцелл, имеет недостаточную точность.

Вид предлагаемых зависимостей выведен без учета физико-химических закономерностей растворов и является просто эмпирическими зависимостями и эти зависимости соответствовали виду растворителя, который использовался в опытах.

Показано [3], что качество зависимостей для определения температур кипения масляных мисцелл может быть существенно повышено за счет использования моделей коэффициента активности. Использовалась модель Маргулиса [5], в которой энергетический параметр взаимодействия определен по результатам опытов с гексановой мисцеллой. В дальнейшем показана [6, 7] возможность использования и других моделей коэффициента активности (NRTL, UNIQUAC). Общим недостатком этих работ является обязательное наличие экспериментальных данных и применения сложных вычислительных процедур.

Необходимо получить обобщенную зависимость, учитывающую индивидуальные свойства различных растворителей и сокращающую использование экспериментальных данных.

Зависимость фазового равновесия бинарной системы при невысоких давлениях [8] имеет вид:

$$y_i \cdot P = x_i \cdot \gamma_i \cdot P_i^s \quad (1)$$

где  $y_2, x_2$  – соответственно, относительная мольная концентрация паровой фазы и жидкой фазы кмоль/кмоль; ( $i = 1$  – масло;  $i = 2$  – растворитель);  $\gamma_i$  – коэффициент активности компонента  $i$  в жидкой фазе  $P$ ,  $P_i^s$  соответственно, давление в системе и давление насыщения компонента  $i$ .

Давление насыщения растворителя:

$$P_2^s = \exp\left(a - \frac{b}{T + c}\right) \quad (2)$$

где  $a, b, c$  – коэффициенты Антуана.

Для масляной мисцеллы (масло принимается нелетучим компонентом) фазовое равновесие можно представить в виде:

$$1 = \frac{\gamma_2 \cdot P_2^s}{P} \cdot x_2 \quad (3)$$

$$x_2 = \frac{M_1 \cdot \frac{100 - X_1}{X_1}}{M_1 \cdot \frac{100 - X_1}{X_1} + M_2}$$

– относительная мольная концентрация растворителя в мисцелле, кмоль/кмоль;  $M_1, M_2$  – молекулярные массы компонентов;  $X_1$  – массовая концентрация жидкой фазы, %.

Выражение (3) в логарифмической форме имеет вид:

$$\ln(\gamma_2) + \ln(P_2^s) + \ln\left(\frac{x_2}{P}\right) = 0 \quad (4)$$

Коэффициент активности  $\gamma_2$  по модели Маргулиса[5]:

$$\gamma_2 = \exp\left[\frac{\Delta A_2 \cdot (1 - x_2)^2}{R \cdot T}\right] \quad (5)$$

где  $\Delta A_2$  – энергетический параметр взаимодействия, характеризующий избыточную энергию, который предложено определить по отношению к идеальной системе.

Сравнивая рассматриваемую бинарную систему (коэффициент активности  $\gamma_2$ ) с идеальной системой (коэффициент активности  $\gamma_2^{id} = 1$ ) получаем:

$$\ln(\gamma_2) - \ln(\gamma_2^{id}) = \frac{A_2 \cdot (1 - x_2)^2}{R \cdot T} - \frac{A_2^{id} \cdot (1 - x_2)^2}{R \cdot T} \quad (6)$$

$$\ln(\gamma_2) = \frac{(A_2 - A_2^{id}) \cdot (1 - x_2)^2}{R \cdot T} \quad (7)$$

где  $(A_2 - A_2^{id}) = \Delta A_2$  – избыточная функция при взаимодействии смешением [9] определяется по соотношению:

$$\Delta A_2 = R \cdot T [\ln(x_2) - 1] \quad (8)$$

После подстановки (8) в (5) получаем:

$$\gamma_2 = \exp\left[\ln(x_2) - 1\right] \cdot (1 - x_2)^2 \quad (9)$$

Уравнение (4) с учетом (9) и (2) может быть преобразовано относительно  $T$ :

$$T = \frac{b}{\left[\ln(x_2) - 1\right] \cdot (1 - x_2)^2 + \ln(x_2) - \ln(P)} + a \quad (12)$$

Полученное выражение представляет температуру кипения мисцеллы как функцию давления в системе и относительной мольной концентрации растворителя в мисцелле. Особенности растворителя учитываются через коэффициенты уравнения Антуана и молекулярный вес при расчете мольной концентрации.

Для маслобензиновых мисцелл можно использовать зависимость коэффициента активности, предложенную в работе [3]:

$$\gamma = \exp\left(-\frac{982 \cdot (1 - x)^2}{T}\right) \quad (13)$$

и температуру кипения бензина:

$$t = 28.6533 \cdot \ln(P) + 10.8 \quad (14)$$

В результате получена зависимость:

$$T(P, K) = \frac{\sqrt{S^2 + 1.126 \cdot 10^5 \cdot \left(1 - \frac{100 - K}{100 - 0.9 \cdot K}\right)^2} - S}{2} \quad (15)$$

где

$$S = 28.65 \cdot \ln\left(\frac{100 - K}{(100 - 0.9 \cdot K) \cdot P}\right) - 10.8 \quad (16)$$

где  $K$  – массовая концентрация мисцеллы, %;  $P$  – давление процесса, Па.

Далее на рисунках (1-4) изображено сравнение расчетных данных температуры кипения по предлагаемой зависимости с экспериментальными данными и с моделями для мисцелл с разными растворителями [1, 6, 7, 10].

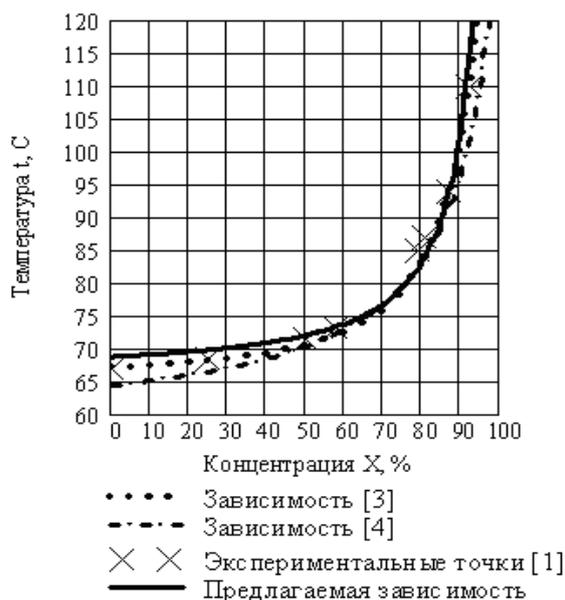


Рис. 1. Зависимости температуры кипения мисцеллы [3], [4], предлагаемая зависимость в сравнение с экспериментальными точками [1]

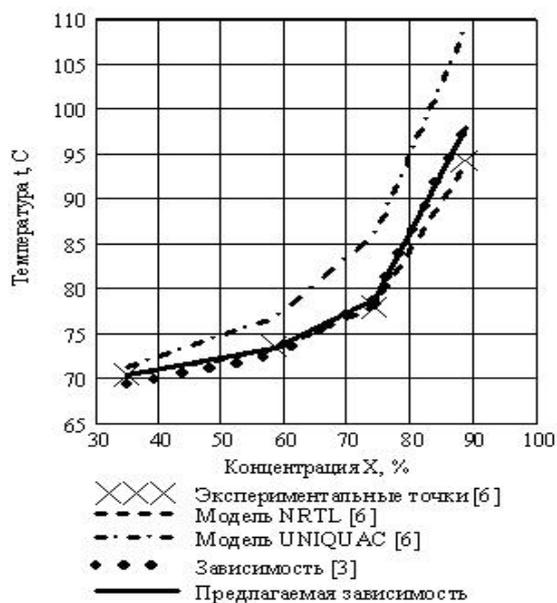


Рис. 2. Модели температуры кипения мисцеллы NRTL [6], UNIQUAC [6], зависимость [3] и предлагаемая зависимость в сравнение с экспериментальными точками [6]

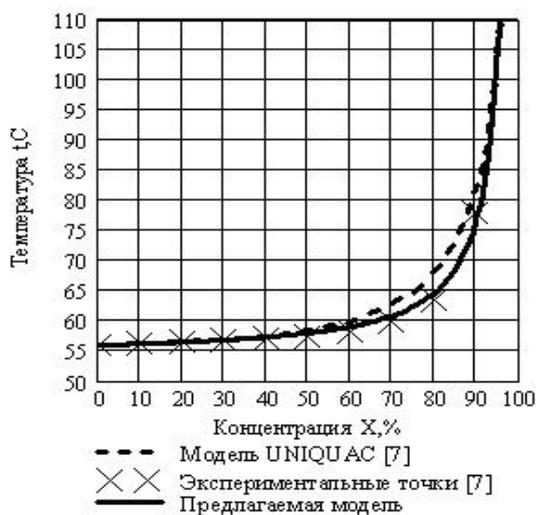


Рис. 3. Модель температуры кипения мисцеллы UNIQUAC и предлагаемая модель в сравнение с экспериментальными точками [7] для ацетона

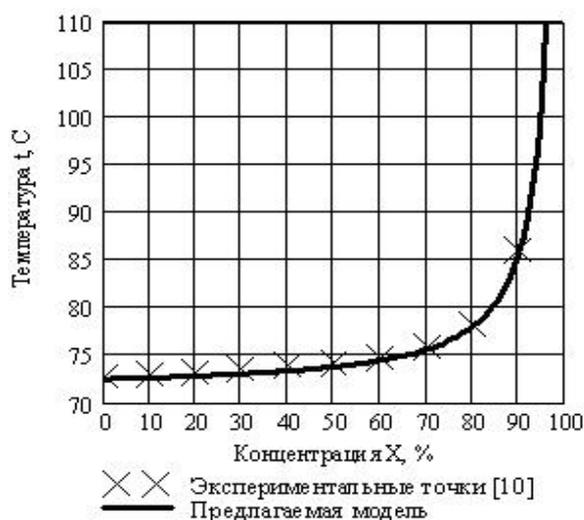


Рис. 4. Предлагаемая модель температуры кипения мисцеллы в сравнение с экспериментальными точками [10] для этанола

Как видно из рисунка, предлагаемая зависимость наилучшим образом описывает эксперимент, что позволяет в дальнейшем её использовать.

### ВЫВОД

Предложенная зависимость (12) позволяет рассчитать температуру кипения масляных мисцелл с различными растворителями. Зависимость (15) может быть использована при расчете температур кипения маслобензиновых мисцелл.

### Литература:

1. Белобородов В.В. Основные процессы производства растительных масел М.: Пищепромиздат, 1966. 478 с.

2. Масликов В.А. Технологическое оборудование производства растительных масел. М.: Пищевая пром-сть, 1974. 439 с.
3. Кошевой Е.П. Технологическое оборудование предприятий производства растительных масел. СПб: ГИОРД, 2001. 368 с.
4. Деревенко В.В. Дистилляция масличных мисцелл в роторном аппарате с дистанционной доставкой жидкости: автореф. дисс. на соискание уч. степени к. т. н. Краснодар, 1984. 24 с.
5. Рид Р., Праусниц Дж., Шервуд Т. Свойства газов и жидкостей: справ. пособие/ пер. с англ. под ред. Б.И. Соколова. 3-е изд., перераб. и доп. Л.: Химия, 1982. 592 с.
6. Шапошниченко В.В. Совершенствование и математическое моделирование системы дистилляции масляных мисцелл и рекуперации растворителя: автореф. дисс. на соискание уч. степени к. т. н. Краснодар, 2005. 24 с.
7. Лобанов А.А. Математическое моделирование и совершенствование процесса экстракции масла из фосфолипидного концентрата: автореф. дисс. на соискание уч. степени к. т. н. Краснодар, 2003. 24 с.
8. Уэйлес С. Фазовые равновесия в химической технологии: В 2-х ч. Ч. 1 / пер. с англ. М.: Мир, 1989. 304 с.
9. Уэйлес С. Фазовые равновесия в химической технологии: В 2-х ч. Ч. 2 / пер. с англ. М.: Мир, 1989. 360 с.

#### **References:**

1. Beloborodov V.V. *Basic processes of vegetable oil production*. M.: Pishchepromizdat, 1966. 478 p.
2. Maslikov V.A. *Technological equipment for vegetable oil production*. M.: Food Industry, 1974. 439 p.
3. Koshevoy E.P. *Technological equipment of factories producing vegetable oils*. SPb.: GIORD, 2001. 368 p.
4. Derevenko V.V. *Distillation of oil miscells in a rotary machine with remote fluid delivery: abst. of diss . ... Candidate of Tech. Scinces. Krasnodar, 1984. 24p.*
5. Reed R., Prausnits J., Sherwood T. *Properties of gases and liquids: reference / transl. from English, ed. B.I. Sokolov. 3d ed., rev. and add. L.: Chemistry, 1982. 592 p.*
6. Shaposhnichenko V.V. *Improving and mathematical modeling of the system of oil miscells distillation and solvent recovery: abst. of diss . ... Candidate of Tech. Scinces. Krasnodar, 2005. 24 p.*
7. Lobanov A.A. *Mathematical modeling and improving of the process of oil extraction from phospholipid concentrate: abst. of diss . ... Candidate of Tech. Scinces. Krasnodar, 2003. 24 p.*
8. Ueyles S. *Phase equilibria in chemical engineering: in 2 parts. P.1/ transl. from English. M.: Mir, 1989. 304 p.*
9. Ueyles S. *Phase equilibria in chemical engineering: in 2 parts. P.2 / transl. from English. M.: Mir, 1989. 360 p.*