

## ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

## THEORETICAL BASES OF CHEMICAL TECHNOLOGY

ISSN 2410-6593 (Print), ISSN 2686-7575 (Online)

<https://doi.org/10.32362/2410-6593-2021-16-1-7-15>



УДК 66.011

### НАУЧНАЯ СТАТЬЯ

## Разделение жидких смесей и затраты теплоты при ректификации

**М.К. Захаров<sup>@</sup>, А.В. Егоров, А.А. Подметенный**

МИРЭА – Российский технологический университет (Институт тонких химических технологий им. М.В. Ломоносова), Москва, 119571 Россия

<sup>@</sup>Автор для переписки, e-mail: [mkzakharov@gmail.com](mailto:mkzakharov@gmail.com)

### Аннотация

**Цели.** Работа посвящена изучению различных режимов ректификации бинарной идеальной смеси и установлению влияния различных факторов на затраты теплоты в кипятильниках колонн, а также оценке трудности разделения смесей на основе анализа характеристик парожидкостного равновесия.

**Методы.** В качестве методов исследования выбран графоаналитический расчет процесса ректификации бинарной смеси и математическое моделирование с использованием программного комплекса Aspen Plus с последовательным применением методов DSTWU, RadFrac и модуля «Sensitivity». Равновесие жидкость-пар было определено по уравнению Пенга-Робинсона (PENG-ROB).

**Результаты.** С использованием графического метода и метода математического моделирования получены параметры работы колонн двух вариантов ректификации бинарных идеальных смесей бензол–толуол, в каждом из которых исходная смесь содержит одинаковое количество низко(высоко)кипящего компонента. Определены числа тарелок в секциях колонны, флегмовые числа, энергозатраты и показатели внутреннего энергосбережения.

**Выводы.** Анализ полученных результатов показывает перспективность использования коэффициента распределения компонентов между паровой и жидкой фазами для предварительной оценки трудности разделения и ожидаемых затрат теплоты в кипятильниках колонн. Сравнение рассмотренных вариантов показало, что при увеличении внутреннего энергосбережения в колоннах затраты теплоты в кипятильнике уменьшаются.

**Ключевые слова:** ректификация, бинарные смеси, относительная летучесть, флегмовое число, коэффициент распределения, внутреннее энергосбережение при ректификации

**Для цитирования:** Захаров М.К., Егоров А.В., Подметенный А.А. Разделение жидких смесей и затраты теплоты при ректификации. *Тонкие химические технологии*. 2021;16(1):7–15. <https://doi.org/10.32362/2410-6593-2021-16-1-7-15>

## RESEARCH ARTICLE

# Liquid mixtures separation and heat consumption in the process of distillation

Mikhail K. Zakharov<sup>@</sup>, Alexandr V. Egorov, Alexandr A. Podmetenny

MIREA – Russian Technological University (M.V. Lomonosov Institute of Fine Chemical Technologies), Moscow, 119571 Russia

<sup>@</sup>Corresponding author, e-mail: mkzakharov@gmail.com

## Abstract

**Objectives.** The aim of this study is to investigate different distillation modes of a binary ideal mixture and determine how various factors affect heat consumption in the column boilers. In addition, it intends to assess the difficulty of separating mixtures. Our research is based on analyzing the characteristics of vapor-liquid equilibrium.

**Methods.** To conduct our study, we used a graphic-analytical tool to calculate the distillation process of a binary mixture and mathematical models based on the Aspen Plus software package along with DSTWU, RadFrac, and the Sensitivity module. We also used the Peng-Robinson equation (PENG-ROB) to determine the liquid-vapor equilibrium.

**Results.** We employed the graphical method and mathematical models to obtain the operation parameters of two column variants for the distillation of binary ideal benzene-toluene mixtures. In each variant the initial mixture contained the same amount of the low- or high-boiling component. The number of plates in the column sections, reflux ratio, energy consumption, and indicators of internal energy saving were determined.

**Conclusions.** Study results show that using the coefficient of the component distribution between the vapor and liquid phases is a promising method for preliminary assessments of the separation difficulty and measurements of the expected heat consumption in the boilers of columns. Comparison studies showed that the heat consumption in the boiler decreases as the internal energy saving in the columns increases.

**Keywords:** distillation, binary mixtures, relative volatility, reflux ratio, distribution coefficient, internal energy saving in distillation

**For citation:** Zakharov M.K., Egorov A.V., Podmetenny A.A. Liquid mixtures separation and heat consumption in the process of distillation. *Tonk. Khim. Tekhnol. = Fine Chem. Technol.* 2021;16(1):7–15 (Russ., Eng.). <https://doi.org/10.32362/2410-6593-2021-16-1-7-15>

## ВВЕДЕНИЕ

Затраты теплоты при разделении жидких смесей методом ректификации связаны, прежде всего, с необходимостью испарять жидкость для образования парового потока в колонне и определяются трудностью разделения той или иной исходной смеси. В полной ректификационной колонне, как известно, испаряется кубовая жидкость, а не исходная смесь. Поэтому вопрос о корректной оценке затрат теплоты в кипятильнике ректификационной колонны является весьма актуальным. В данной работе на примере идеальной смеси бензол–толуол проведен анализ основных факторов, влияющих на затраты теплоты в процессе ректификации.

## ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

Общепринято [1, 2] трудность разделения смеси оценивать коэффициентом относительной летучести исходных компонентов, который для идеальных систем определяется отношением давлений насыщенных паров чистых компонентов ( $P_A$  и  $P_B$ ) при определенной температуре  $t$ :  $\alpha = P_A/P_B$ .

Отметим, что даже в случае идеальных бинарных смесей значение  $\alpha$  не является постоянной величиной, а зависит от концентрации низкокипящего компонента (НКК) в смеси. При изменении состава смеси изменяется ее температура кипения и, соответственно, величина  $P_A/P_B$ , что обусловлено нелинейностью зависимостей давлений насыщенных паров

от температуры. Так, для смеси бензол–толуол при малых концентрациях НКК в смеси (менее 5%) коэффициент относительной летучести равен 2.30, а при больших концентрациях НКК (более 80%) – 2.55. Разница составляет около 10%. Для сравнения в системе бензол–*m*-ксилол она превышает 20%.

При допущении постоянства коэффициента относительной летучести [1, 2] равновесные составы жидкости *x* и пара *y* для идеальных бинарных смесей связаны зависимостью:

$$y = \frac{\alpha x}{\alpha x + 1 - x} \quad (1)$$

При значениях  $\alpha$ , близких к единице, можно принять:

$$y = \alpha x \quad (2)$$

При этом концентрация НКК в паровой фазе по сравнению с концентрацией его в жидкости будет равна:

$$y - x = \alpha x - x = (\alpha - 1)x \quad (3)$$

Величина  $(\alpha - 1)$  в работе [3] названа коэффициентом обогащения. Из (3) видно, что коэффициент обогащения  $(\alpha - 1)$  – это относительное увеличение концентрации НКК в паровой фазе по сравнению с его концентрацией в жидкости. Широкий диапазон изменения значений  $\alpha$  (от 1 до  $\infty$ ) не позволяет аналитически выразить зависимость затрат теплоты и проанализировать влияние величин  $\alpha$  и  $(\alpha - 1)$  на затраты теплоты при ректификации.

Более удобной оценкой способности смеси разделяться методом ректификации, является величина *P*, названная нами «разделяемостью» смеси и определяемая в виде [4]:

$$P = \frac{\alpha - 1}{\alpha + 1} \quad (4)$$

Величина *P* изменяется в пределах от 0 (при  $\alpha = 1$ ) до 1 (при  $\alpha = \infty$ ).

Из (4) следует:

$$\alpha = \frac{1 + P}{1 - P} \quad (5)$$

Подставляя в (1) найденное выражение  $\alpha$ , получаем равновесную зависимость состава пара *y* от состава жидкости *x* для смесей, подчиняющихся закону Рауля:

$$y = \frac{(1 + P)x}{1 - P + 2Px} \quad (6)$$

Сравнение величин приведенных выше оценок представлено в табл. 1.

При любых значениях концентрации НКК в жидкости коэффициент относительной летучести может быть представлен отношением коэффициентов фазового равновесия компонентов разделяемой смеси:

$$\alpha = \frac{K_A}{K_B} \quad (7)$$

где  $K_A = P_A/P_{\text{общ}}$  и  $K_B = P_B/P_{\text{общ}}$ ;  $P_{\text{общ}}$  – общее давление в колонне.

**Таблица 1.** Сравнение различных оценок способности жидких смесей разделяться методом ректификации  
**Table 1.** Comparison of various estimates of the ability of liquid mixtures to be separated by distillation

$\alpha$	<i>P</i>	$\alpha - 1$	$\alpha$	<i>P</i>	$\alpha - 1$
1	0	0	3	0.5	2
1.01	0.0050	0.01	4	0.6	3
1.05	0.0244	0.05	5.6	0.7	4.6
1.1	0.0476	0.1	9	0.8	8
1.2	0.0909	0.2	19	0.9	18
1.3	0.1304	0.3	50	0.961	49
1.4	0.1667	0.4	100	0.98	99
1.5	0.2	0.5	1000	0.998	999
1.857	0.3	0.857	$\infty$	1	$\infty$
2.3	0.4	1.3	–	–	–

Значения константы фазового равновесия компонентов  $K_A$  и  $K_B$  при  $P_{\text{общ}} = \text{const}$  зависят от концентрации компонентов, так как упругость паров чистых компонентов есть функция температуры кипения  $t$ , а последняя зависит от состава смеси. При малых концентрациях НКК константа  $K_B$  близка к 1. В этом случае можно приближенно считать  $\alpha = K_A$ . В области средних концентраций коэффициент относительной летучести  $\alpha$  определяется отношением (7). А это значит, что коэффициент  $\alpha$  учитывает и увеличение НКК в паровой фазе по сравнению с жидкой ( $K_A = y/x$ ) и, одновременно, увеличение высококипящего компонента (ВКК) в жидкой фазе по сравнению с паровой ( $1/K_B = 1 - x/1 - y$ ), т.е. дважды учитывает один и тот же эффект.

При концентрации НКК, стремящейся к 1, коэффициент относительной летучести  $\alpha = 1/K_B$ . При этом концентрация НКК в паровой фазе ( $y$ ) лишь незначительно превышает концентрацию НКК в жидкости ( $x$ ). Примем для примера  $x = 0.9$ , а  $y = 0.95$ . Тогда

$$\alpha = \frac{1}{K_B} = \frac{1-x}{1-y} = \frac{1-0.9}{1-0.95} = \frac{0.1}{0.05} = 2. \quad (8)$$

характеризует лишь увеличение ВКК в жидкой фазе по сравнению с паровой. При этом численное значение  $\alpha$ , равное 2, свидетельствует о достаточно хорошей способности этой жидкой бинарной смеси разделяться методом ректификации. На самом же деле небольшое относительное приращение концентрации НКК:

$$\frac{y-x}{x} = \frac{0.95-0.90}{0.90} = 0.0556$$

свидетельствует об обратном.

В литературе по процессам и аппаратам [1, 2] отношение равновесных концентраций какого-либо компонента в фазах называют коэффициентом распределения

$$m = \left( \frac{y}{x} \right)_{\text{равн}}. \quad (9)$$

Этот коэффициент представляет собой тангенс угла наклона секущей, проведенной из начала координат в точку с равновесными концентрациями  $y, x$ . Нижний индекс «равн» в формуле (9) означает, что речь идет о равновесных концентрациях НКК в паровой и жидкой фазах.

Следует особо подчеркнуть, что  $m$  – это тангенс угла наклона секущей, поскольку в ряде изданий [2] нередко  $m$  трактуется как тангенс угла наклона касательной к линии равновесия в точках с равновесными

концентрациями  $y, x$ . Лишь при малых концентрациях НКК (до 1–3%) в смеси тангенс угла наклона касательной мало отличается от тангенса угла наклона секущей. В других случаях это отличие становится очень значительным (рис. 1) даже для бинарных смесей, близких к идеальным. Тем более, это отличие усиливается в случае реальных смесей.

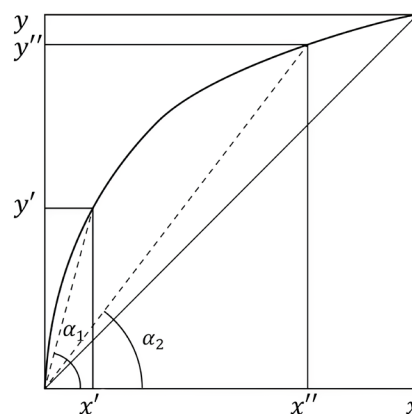


Рис. 1. К графическому определению коэффициента распределения компонентов.

Fig. 1. Graphical determination of the components' distribution coefficient.

На рис. 1 видно, что величина коэффициента распределения  $m$  при малых концентрациях НКК значительно выше (точка  $x', y'$ ), чем при больших концентрациях НКК (точка  $x'', y''$ ):  $\text{tg}\alpha_1 > \text{tg}\alpha_2$ . При  $x \rightarrow 1$  коэффициент  $m$  стремится к 1, а это свидетельствует об уменьшении обогащения паровой фазы низкокипящим компонентом относительно жидкой. Таким образом, использование коэффициента распределения, являющегося мерой абсолютной летучести компонентов, является, на наш взгляд, более корректным при анализе разделения смесей ректификацией. В то же время в качестве оценки легкости или трудности разделения смесей по-прежнему широко используется коэффициент относительной летучести [5–13]. Это отчасти связано с тем, что при разработке энергоэффективных схем ректификации смесей с постоянным значением коэффициента относительной летучести для расчета минимального флегмового числа применим один из наиболее распространенных методов – метод Андервуда [14]. Последний, однако, не обеспечивает приемлемую точность расчета, поэтому в работе [15] предложен способ расчета минимального флегмового числа, базирующийся на константах фазового равновесия компонентов смеси (коэффициентах распределения).

## РЕЗУЛЬТАТЫ И ИХ ОБСУЖДЕНИЕ

С целью выявления влияния коэффициента распределения  $m$  на затраты теплоты при ректификации

в данной работе выполнен вычислительный эксперимент. В качестве объекта исследования выбрана смесь бензол–толуол, близкая по фазовому поведению к идеальным. Рассмотрены два варианта разделения исходных смесей, содержащих 0.74 мол. дол. одного из компонентов (бензола – вариант 1, толуола – вариант 2, см. табл. 2). Ставилась задача получения продукта (дистиллята для варианта 1 или куба для варианта 2) с содержанием целевого компонента 0.98 мол. дол. и получением второго продукта разделения эквимолярного состава. Производительность колонн по исходной смеси  $L_1$  в обоих случаях принята равной 0.01 [кмоль/с]. Коэффициент избытка флегмы  $\sigma$  также принят одинаковым и равным 1.1.

Расчет числа теоретических тарелок в колонне, выполненный графическим методом в диаграмме  $y-x$ , схематически (качественно) представлен на рис. 2 для обоих вариантов разделения.

Найденные значения числа тарелок в колоннах и затраты теплоты в кипятильниках приведены в табл. 2. Параллельно был выполнен проектный расчет с использованием программного обеспечения Aspen Plus с последовательным применением методов DSTWU, RadFrac и модуля «Sensitivity». Равновесие жидкость–пар было определено по уравнению Пенга–Робинсона (PENG-ROB), поскольку именно

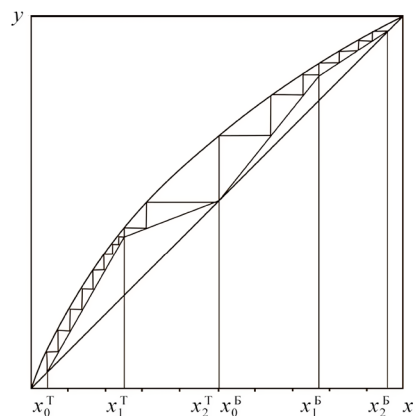


Рис. 2. Графическое определение числа тарелок в диаграмме  $y-x$ .

Fig. 2. Graphical determination of the number of plates in the  $y-x$  diagram.

оно наиболее подходит для моделирования фазового равновесия смеси, состоящей из углеводородов [16–18]. Результаты расчета также приведены в табл. 2.

Модель DSTWU позволяет выполнить приближенный расчет колонны (минимальное флегмовое число, минимальное число тарелок). Рабочее флегмовое число рассчитано с учетом коэффициента

Таблица 2. Сравнение результатов расчета двух вариантов разделения смеси бензол–толуол  
Table 2. Comparison of calculation results for two options of benzene–toluene mixture separation

Параметры Parameters	Расчет в диаграмме $y-x$ Calculation in the $y-x$ diagram						Компьютерный расчет в программном обеспечении Aspen Plus Computer calculation in Aspen Plus software					
	Вариант 1 Option 1			Вариант 2 Option 2			Вариант 1 Option 1			Вариант 2 Option 2		
	Составы, $\left[ \frac{\text{кмоль НКК}}{\text{кмоль см}} \right]$ / Composition, $\left[ \frac{\text{kmol LBC}}{\text{kmol mxt}} \right]$											
	$x_0$	$x_1$	$x_2$	$x_0$	$x_1$	$x_2$	$x_0$	$x_1$	$x_2$	$x_0$	$x_1$	$x_2$
	0.50	0.74	0.98	0.02	0.26	0.50	0.50	0.74	0.98	0.02	0.26	0.50
Число теоретич. тарелок в укрепл. колонне, $n_y$ Theoretical number of plates in the rectifying column, $n_r$	12.9			4.1			9			3		
Число теоретич. тарелок в отгонной колонне, $n_o$ Theoretical number of plates in the stripping column, $n_s$	3.2			15.2			3			16		
Флегмовое число, $R$ Reflux ratio, $R$	0.857			0.208			0.848			0.218		
Затраты теплоты в кипятильнике, $Q_k$ , [кВт] Heat duty in the boiler, $Q_b$ , [kW]	283			210			284			200		
Внутреннее энергосбережение, $\mathcal{E}_n$ (коэффициент использования пара) Internal energy saving, $ES$	0.569			0.824			0.591			0.801		
Коэффициент распределения, $m$ Distribution coefficient, $m$	1.18			1.8			1.18			1.8		

избытка флегмы, равного 1.1. Затем использовали модель RadFrac, с помощью которой был проведен уточненный расчет. После подбора общего числа тарелок в колонне с наиболее близким к рассчитанному ранее значению флегмового числа, был использован модуль «Sensitivity», который позволил определить тарелку питания, обеспечивающую минимальные затраты теплоты в кипятыльнике.

Если оценивать возможность разделения смесей относительной летучестью компонентов, то при допущении постоянства этой величины следовало сделать предварительный вывод об одинаковой трудности разделения смесей и ожидаемом равенстве затрат теплоты в кипятыльниках в рассмотренных вариантах ректификации. Однако приведенные в табл. 2 результаты свидетельствуют о больших затратах теплоты (на 26%) в первом варианте разделения, что полностью соответствует пропорциональности затрат теплоты производству  $D(R+1)$ , где – поток дистиллята. Поскольку доли отбора верхнего продукта в обоих вариантах равны 0.5, то большие затраты теплоты обусловлены большим флегмовым числом в первом варианте. Возникает вопрос: почему смесь в варианте 1 делится труднее? Ответ кроется в величине коэффициента распределения  $m$  между паровой и жидкой фазами (в области рабочих концентраций). В варианте 1 он значительно меньше (1.18), чем в варианте 2 (1.80) (см. табл. 2). Следовательно, предварительную оценку возможностей разделения смесей и ожидаемых затрат теплоты мы предлагаем проводить на основе анализа коэффициентов распределения компонентов между фазами в исходной смеси.

Таблица 3. Потoki жидкости и пара в ректификационной колонне при разделении смеси бензол–толуол (вариант 1)  
Table 3. Flows of liquid and vapor in a distillation column during separation of a benzene–toluene mixture (option 1)

Номер тарелки Plate number	Температура, °C Temperature, °C	Поток жидкости, кмоль/ч Liquid flow, kmol/h	Поток пара, кмоль/ч Vapor flow, kmol/h	$\frac{L_{n-1}}{V_{n+1}}$
1	80.1	33.27	0	–
2	80.8	15.18	33.27	0.4602
3	81.5	15.08	33.18	0.4588
4	82.2	14.99	33.08	0.4572
5	83.0	14.90	32.99	0.4556
6	83.7	14.82	32.90	0.4540
7	84.3	14.75	32.82	0.4525
8	84.8	14.69	32.75	0.4512
9	85.3	14.65	32.69	0.4500
10	85.6	50.62	32.65	0.4491
11	85.9	50.54	32.62	–
12	86.6	50.33	32.54	–
13	88.3	49.87	32.33	–
14	92.2	18.00	31.87	–

Полученные результаты иллюстрируют и вклад в затраты теплоты в кипятыльнике колонны величины внутреннего энергосбережения [19]. Последнее определяется не только флегмовым числом в укрепляющей секции, но и соотношением числа теоретических тарелок в укрепляющей и отгонной секциях колонны. При подаче в колонну исходной смеси при температуре кипения внутреннее энергосбережение в ректификационной колонне рассчитывается по формуле [19]:

$$\varepsilon_n = \frac{R}{R+1} \times \frac{n_y}{n_y + n_o} + \frac{n_o}{n_y + n_o}. \quad (10)$$

Ниже представлен пример расчета по формуле (10) для варианта 1. При рабочем флегмовом числе, равном 0.857, и числе теоретических тарелок в укрепляющей части колонны 12.9, в отгонной – 3.2, рассчитаем величину внутреннего энергосбережения:

$$\varepsilon_n = \frac{0.857}{0.857+1} \times \frac{12.9}{12.9+3.2} + \frac{3.2}{12.9+3.2} = 0.370 + 0.1988 = 0.569.$$

При проведении компьютерного расчета становятся известны величины потоков жидкости и пара по высоте колонны. Тогда возможно использовать более точную формулу для расчета энергосбережения, учитывающую встречные потоки жидкости  $L$  и пара  $V$  на каждой тарелке укрепляющей части колонны [20]:

$$\varepsilon_n = \frac{\sum_{n=2}^{n_y} L_{n-1} + n_o}{n_y + n_o}. \quad (11)$$

Для проведения расчета по формуле (11), воспользуемся данными из табл. 3. Также необходимо

учесть, что первая тарелка – это конденсатор, в котором происходит конденсация пара с получением жидкости того же состава. Следовательно, расчет начинается со второй тарелки и заканчивается на тарелке питания. Тогда:

$$\mathcal{E}_H = \frac{4.0886 + 3}{3 + 9} = 0.591.$$

В расчетной формуле 4.0886 – сумма отношений потоков жидкости и пара на тарелках укрепляющей секции колонны.

Незначительные расхождения в величинах энергосбережения, рассчитанных в диаграмме  $y-x$  и в программе Aspen Plus, обусловлены уточненным компьютерным расчетом потоков жидкости и пара по колонне, а при расчете в диаграмме  $y-x$  – возможностью отсчета дробной доли теоретической тарелки.

### ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Анализ ректификации бинарных идеальных смесей бензол–толуол разного состава показал, что более корректной характеристикой смеси, которую можно использовать для предварительной оценки трудности разделения и ожидаемых затрат теплоты в кипятильниках колонн, является коэффициент распределения компонентов между паровой и жидкой фазами. Использование для этих целей коэффициента относительной летучести  $\alpha$ , величина которого

для идеальных смесей часто принимается постоянной, не всегда дает правильный результат. Проведено сравнение рассмотренных вариантов по критерию внутреннего энергосбережения и показано, что при увеличении внутреннего энергосбережения в колоннах затраты теплоты в кипятильнике уменьшаются.

### Финансовая поддержка

*Данное исследование не имело какой-либо финансовой поддержки от сторонних организаций.*

### Financial support

*This study did not have any financial support from outside organizations.*

### Вклад авторов

**М.К. Захаров** – разработка концепции научной работы, консультация по вопросам методологии и проведения исследования;

**А.В. Егоров** – сбор и обработка материала, написание текста статьи;

**А.А. Подметенный** – сбор и обработка материала, написание текста статьи.

### Authors' contribution

**M.K. Zakharov** – developing the scientific work concept, offering consultations on methodology and research;

**A.V. Egorov** – collecting and processing the material, writing the text of the article;

**A.A. Podmetenny** – collecting and processing the material, writing the text of the article.

*Авторы заявляют об отсутствии конфликта интересов.*

*The authors declare no conflicts of interest.*

### СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Айнштейн В.Г., Захаров М.К., Носов Г.А., Захаренко В.В., Зиновкина Т.В., Таран А.Л., Костянян А.Е. *Процессы и аппараты химической технологии. Общий курс: Учебник в 2-х кн.*; под ред. В.Г. Айнштейна, 8-е издание. СПб.: Лань; 2019. Кн. 1. 916 с. Кн. 2. 876 с. ISBN 978-5-8114-2975-2
2. Касаткин А.Г. *Основные процессы и аппараты химической технологии.* М.: Химия; 1971. 784 с.
3. Benedict M. Multistage separation processes. *Chem. Eng. Prog.* 1947;43(2):41–60.
4. Захаров М.К., Мартынова М.М., Прусаченкова М.И. Сравнение затрат теплоты при разделении бинарных смесей методами дистилляции и ректификации. *Хим. технология.* 2017;18(1):43–47.
5. Kim Y.H. Design and control of energy-efficient distillation columns. *Korean J. Chem. Eng.* 2016;33(9):2513–2521. <https://doi.org/10.1007/s11814-016-0124-4>
6. Halvorsen I.J., Skogestad S. Energy efficient distillation. *J. Nat. Gas Sci. Eng.* 2011;3(4):571–580. <https://doi.org/10.1016/j.jngse.2011.06.002>

### REFERENCES

1. Ainshtein V.G., Zakharov M.K., Nosov G.A., Zakharenko V.V., Zinovkina T.V., Taran A.L., Kostanyan A.E. *Protsessy i apparaty khimicheskoi tekhnologii. Obshchii kurs: Uchebnik v 2-kh kn. (Processes and Apparatus of Chemical Technologies. General course: Textbook in 2 books)*, 8th edition, Ainshtein V.G. (Ed.), St. Petersburg: Lan'; V. 1, 916 p., V. 2., 876 p. (in Russ.). ISBN 978-5-8114-2975-2
2. Kasatkin A.G. *Osnovnye protsessy i apparaty khimicheskoi tekhnologii (Basic Processes and Apparatus of Chemical Technology)*. Moscow: Khimiya; 1971. 784 p.
3. Benedict M. Multistage Separation Processes. *Chem. Eng. Prog.* 1947;43(2):41–60.
4. Zakharov M.K., Martynova M.M., Prusachenkova M.I. Comparison of heat consumption in the separation of binary mixtures using distillation and rectification. *Theor. Found. Chem. Eng.* 2018;52(4):730–734. <https://doi.org/10.1134/S0040579518040322>  
[Zakharov M.K., Martynova M.M., Prusachenkova M.I. Comparison of heat consumption in case of separation of binary compositions by methods of distillation and rectification. *Khim. Tekhnologiya.* 2017;18(1):43–48 (in Russ.).]

7. Данилов Р.Ю., Петлюк Ф.Б., Серафимов Л.А. Режим минимальной флегмы в простых ректификационных колоннах. *Теор. основы хим. технологии*. 2007;41(4):394–406.
8. Захаров М.К., Швец А.А., Бойчук А.А. Расчет минимального флегмового числа при ректификации некоторых реальных бинарных смесей. *Тонкие химические технологии*. 2015;10(6):53–57.
9. Koehler J., Poellmann P., Blass E. A Review on Minimum Energy Calculations for Ideal and Nonideal Distillations Model. *Ind. Eng. Chem. Res.* 1995;34(4):1003–1020. <https://doi.org/10.1021/ie00043a001>
10. Wakabayashi T., Ferrari A., Hasebe S. Design and commercial operation of a discretely heat-integrated distillation column. *Chem. Eng. Res. Des.* 2019;147:214–221. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2019.04.036>
11. Fidkowski Z.T., Malone M.F. & Doherty M.F. Nonideal Multicomponent Distillation: Use of Bifurcation Theory for Design. *AIChE J.* 1991;37(12):1761–1779. <https://doi.org/10.1002/aic.690371202>
12. Stichlmair J.G., Offers H. & Potthoff R.W. Minimum Reflux and Reboil in Ternary Distillation. *Ind. Eng. Chem. Res.* 1993;32:2438–2445.
13. Petlyuk F.B. *Distillation Theory and its Application to Optimal Design of Separation Units*. New York: CUP; 2004. 362 p.
14. Александров И.А. *Массопередача при ректификации и абсорбции многокомпонентных смесей*. Л.: Химия; 1975. 320 с.
15. Савченко В.И., Гельперин Н.И. Метод расчета минимального флегмового числа в процессах ректификации многокомпонентных смесей. *Теор. основы хим. технологии*. 1973;7(2):160–169.
16. Martin M.M. *Introduction to Software for Chemical Engineers*. 2nd edition. CRC Press; 2019. 802 p. <https://doi.org/10.1201/9780429451010>
17. Luyben W.L. *Distillation Design and Control Using Aspen Simulation*. 2nd edition. JohnWiley & Sons, Inc.; 2013. 510 p.
18. Schefflan R. *Teach Yourself the Basic of Aspen Plus™*. 2nd edition. Hoboken, New Jersey: John Wiley & Sons, Inc.; 2016. 331 p.
19. Захаров М.К., Бойчук А.А. Выбор оптимального варианта разделения смеси углеводородных газов методом ректификации. *Тонкие химические технологии*. 2018;13(3):23–29. <https://doi.org/10.32362/24106593-2018-13-3-23-29>
20. Zakharov M.K., Nosov G.A., Pisarenko Yu.A., Zhil'tsova L.M., Shvets A.A. Comparison of distributed heat supplies along the height of fractionating columns with conventional fractionation. *Theor. Found. Chem. Eng.* 2017;51(5):708–715. <https://doi.org/10.1134/S0040579517050402>
5. Kim Y.H. Design and control of energy-efficient distillation columns. *Korean J. Chem. Eng.* 2016;33(9):2513–2521. <https://doi.org/10.1007/s11814-016-0124-4>
6. Halvorsen I.J., Skogestad S. Energy efficient distillation. *J. Nat. Gas Sci. Eng.* 2011;3(4):571–580. <https://doi.org/10.1016/j.jngse.2011.06.002>
7. Danilov R.Yu., Petlyuk F.B., Serafimov L.A. Minimum Reflux Regime of Simple Distillation Columns. *Theor. Found. Chem. Eng.* 2007;41(4):371–383. <https://doi.org/10.1134/S0040579507040069>  
[Danilov R. Yu., Petlyuk F.B., Serafimov L.A. Minimum Reflux Regime of Simple Distillation Columns. *Teor. Osnovy Khim. Tehnologii = Theor. Found. Chem. Eng.* 2007;41(4):394–406 (in Russ.).]
8. Zakharov M.K., Shvets A.A., Boichuk A.A. Calculation of Minimal Reflux Ratio for Various Cases of Rectification of Binary Mixtures. *Tonk. Khim. Tekhnol. = Fine Chem. Technol.* 2015;10(6):53–57 (in Russ.).
9. Koehler J., Poellmann P., Blass E. A Review on Minimum Energy Calculations for Ideal and Nonideal Distillations Model. *Ind. Eng. Chem. Res.* 1995;34(4):1003–1020. <https://doi.org/10.1021/ie00043a001>
10. Wakabayashi T., Ferrari A., Hasebe S. Design and commercial operation of a discretely heat-integrated distillation column. *Chem. Eng. Res. Des.* 2019;147:214–221. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2019.04.036>
11. Fidkowski Z.T., Malone M.F. & Doherty M.F. Nonideal Multicomponent Distillation: Use of Bifurcation Theory for Design. *AIChE J.* 1991;37(12):1761–1779. <https://doi.org/10.1002/aic.690371202>
12. Stichlmair J.G., Offers H. & Potthoff R.W. Minimum Reflux and Reboil in Ternary Distillation. *Ind. Eng. Chem. Res.* 1993;32:2438–2445.
13. Petlyuk F.B. *Distillation Theory and its Application to Optimal Design of Separation Units*. New York: CUP; 2004. 362 p.
14. Александров И.А. *Массопередача при ректификации и абсорбции многокомпонентных смесей (Mass Transfer in Multicomponent Mixtures Distillation and Absorption)*. Leningrad: Khimiya; 1975. 320 p. (in Russ.).
15. Savchenko V.I., Gelperin N.I. Method of Calculation of Minimal Reflux Ratio in Processes of Distillation of Multicomponent Mixtures. *Teor. osnovy khim. tekhnologii = Theor. Found. Chem. Eng.* 1973;7(2):160–169 (in Russ.).
16. Martin M.M. *Introduction to Software for Chemical Engineers*. 2nd edition. CRC Press; 2019. 802 p. <https://doi.org/10.1201/9780429451010>
17. Luyben W.L. *Distillation Design and Control Using Aspen Simulation*. 2nd edition. JohnWiley & Sons, Inc.; 2013. 510 p.
18. Schefflan R. *Teach Yourself the Basic of Aspen Plus™*. 2nd edition. Hoboken, New Jersey: John Wiley & Sons, Inc.; 2016. 331 p.
19. Zakharov M.K., Boychuk A.A. Selecting the optimum scheme of the separation of hydrocarbon gases by distillation. *Tonk. Khim. Tekhnol. = Fine Chem. Technol.* 2018;13(3):23–29 (in Russ.). <https://doi.org/10.32362/24106593-2018-13-3-23-29>
20. Zakharov M.K., Nosov G.A., Pisarenko Yu.A., Zhil'tsova L.M., Shvets A.A. Comparison of distributed heat supplies along the height of fractionating columns with conventional fractionation. *Theor. Found. Chem. Eng.* 2017;51(5):708–715. <https://doi.org/10.1134/S0040579517050402>



**Об авторах:**

**Захаров Михаил Константинович**, профессор кафедры процессов и аппаратов химических технологий им. Н.И. Гельперина Института тонких химических технологий им. М.В. Ломоносова ФГБОУ ВО «МИРЭА – Российский технологический университет» (119571, Россия, Москва, пр-т Вернадского, д. 86). E-mail: mkzakharov@gmail.com. <https://orcid.org/0000-0002-8595-5679>

**Егоров Александр Владимирович**, аспирант кафедры процессов и аппаратов химических технологий им. Н.И. Гельперина Института тонких химических технологий им. М.В. Ломоносова ФГБОУ ВО «МИРЭА – Российский технологический университет» (119571, Россия, Москва, пр-т Вернадского, д. 86). E-mail: betakiller1576@gmail.com. <https://orcid.org/0000-0002-1313-8231>

**Подметенный Александр Александрович**, аспирант кафедры процессов и аппаратов химических технологий им. Н.И. Гельперина Института тонких химических технологий им. М.В. Ломоносова ФГБОУ ВО «МИРЭА – Российский технологический университет» (119571, Россия, Москва, пр-т Вернадского, д. 86). E-mail: sansanych08-94@yandex.ru. <https://orcid.org/0000-0001-7084-4661>

**About the authors:**

**Mikhail K. Zakharov**, Dr. Sci. (Eng.), Professor, N.I. Gelperin Department of Processes and Apparatus of Chemical Technology, M.V. Lomonosov Institute of Fine Chemical Technologies, MIREA – Russian Technological University (86, Vernadskogo pr., Moscow, 119571, Russia). E-mail: mkzakharov@gmail.com. <https://orcid.org/0000-0002-8595-5679>

**Alexandr V. Egorov**, Postgraduate Student, N.I. Gelperin Department of Processes and Apparatus of Chemical Technology, M.V. Lomonosov Institute of Fine Chemical Technologies, MIREA – Russian Technological University (86, Vernadskogo pr., Moscow, 119571, Russia). E-mail: betakiller1576@gmail.com. <https://orcid.org/0000-0002-1313-8231>

**Alexandr A. Podmetenny**, Postgraduate Student, N.I. Gelperin Department of Processes and apparatus of chemical technology, M. V. Lomonosov Institute of Fine Chemical Technologies, MIREA – Russian Technological University (86, Vernadskogo pr., Moscow, 119571, Russia). E-mail: sansanych08-94@yandex.ru. <https://orcid.org/0000-0001-7084-4661>

*Поступила: 10.04.2020; получена после доработки: 19.12.2020; принята к опубликованию: 01.02.2021.  
The article was submitted: April 10, 2020; approved after reviewing: December 19, 2020; accepted for publication: February 01, 2021.*