

Анализ работы тарельчатых ректификационных колонн

© Д. С. Васильченко, Е. В. Янчуковская

*Иркутский национальный исследовательский технический университет,
г. Иркутск, Российская Федерация*

Аннотация. Актуальность данной статьи обусловлена необходимостью совершенствования работы ректификационных колонн химических и нефтегазоперерабатывающих производств. Исследован ряд причин неудовлетворительной работы данных аппаратов: погрешности, допускаемые при расчете параметров контактных устройств и их эффективности; нарушения условий эксплуатации действующих ректификационных колонн; отсутствие надежного математического описания процесса разделения смесей, позволяющего найти оптимальные условия работы установок. Представлены рекомендации по расчету равновесных концентраций пара и жидкости в смесях. Показаны три подхода к оценке кинетических параметров процесса разделения многокомпонентной смеси. Обосновано, что наилучшим является способ, отдельно учитывающий межфазную поверхность и коэффициенты скорости переноса, отнесенные к ней. Приведены расчетные уравнения для нахождения величин поверхности контакта фаз и коэффициентов массоотдачи на провальных, ситчатых, колпачковых и клапанных тарелках. Значения коэффициентов и показателей степени для различных типов тарелок найдены методом множественной корреляции. Установлено, что коэффициенты массоотдачи, отнесенные к действительной поверхности контакта, не зависят от конструкции тарелок. В то же время конструктивные параметры тарелок влияют на величину межфазной поверхности. Выявлены причины снижения эффективности массообмена в области больших и малых концентраций, а также вблизи азеотропной точки.

Ключевые слова: массообмен, ректификация, тарельчатая колонна, поверхность контакта фаз, эффективность работы, корреляция

Analysis of the operation of tray distillation columns

© Daria S. Vasilchenko, Elena V. Yanchukovskaya

*Irkutsk National Research Technical University,
Irkutsk, Russian Federation*

Abstract. The relevance of the article is due to the need to improve the operation of distillation columns of chemical and oil and gas processing industries. The article explores a number of reasons for the unsatisfactory operation of these devices: errors allowed in the calculation of the parameters of contact devices and their effectiveness; violation of operating conditions of operating distillation columns; the lack of a reliable mathematical description of the mixture separation process, which allows finding the optimal operating conditions for the installations. The article presents recommendations for calculating the equilibrium concentrations of vapor and liquid in mixtures, shows three approaches to estimating the kinetic parameters of the process of separating a multicomponent mixture, and substantiates that the best method is one that separately takes into account the interfacial surface and the transfer rate coefficients related to it. The article presents the calculation equations for finding the values of the phase contact surface and the mass transfer coefficients on the failure, sieve, cap and valve plates. The values of the coefficients and exponents for different types of plates are found by the method of multiple correlations. The mass transfer coefficients, referred to the actual contact surface, do not depend on the design of the plates, which is established. The design parameters of the trays affect the magnitude of the interfacial surface at the same time. The article discusses the reasons for the decrease in the efficiency of mass transfer in the region of high and low concentrations, as well as near the azeotropic point, have been identified.

Keywords: mass transfer, distillation, tray column, phase contact surface, work efficiency, correlation

Ректификация, основной способ разделения смесей углеводородов в нефтеперерабатывающей, химической, нефтехимической и смежных отраслях промышленности, осуществляется в аппаратах колонного типа с контактными тарелками. Разнообразие их типов объясняется желанием создать экономичную конструкцию, обеспечивающую эффективность разделения смесей при высокой

производительности тарелки в широком диапазоне нагрузки по паровой и жидкой фазам, с наименьшими затратами энергоресурсов и металла [1, 2, 3, 4].

Как показывает опыт эксплуатации ректификационных установок, большинство из них работает не в оптимальном режиме. Требования к ректификационным колоннам еще более возросли в связи с внедрением на

нефтеперерабатывающих заводах вторичных процессов топливного профиля: процессов газоразделения с выделением индивидуальных углеводородов, получения узких масляных вакуумных дистиллятов и так далее. Следовательно, необходимо совершенствовать работу установок, в результате чего удастся повысить технологические и экономические показатели оборудования [5,6,7,8].

При анализе функционирования действующих ректификационных колонн были установлены основные причины их неудовлетворительной работы.

К первой группе относятся погрешности, допускаемые при проектировании аппаратов [9]. Несмотря на многочисленные исследования гидравлики контактных тарелок и кинетики массопередачи, допускаются большие ошибки в расчете геометрических параметров тарелок и их эффективности. Например, эксплуатация мощных вакуумных колонн на многих предприятиях показала необходимость уменьшения доли свободного сечения клапанных и ситчатых тарелок по сравнению с проектной величиной. Завышенный диаметр корпуса колонны вызывает не только перерасход металла и удорожание аппарата. Не достигается требуемая турбулизация при контакте паров с жидкостью, то есть наблюдается явление «провала» жидкости с тарелки. В результате снижается КПД тарелки, ухудшаются

качественные показатели ректификации, уменьшается отбор целевых фракций, происходит «наложение» фракций вакуумных погонов.

Иногда проектировщикам бывает трудно выбрать из многих имеющихся в наличии ту или иную эмпирическую корреляцию. Каждая из них, будучи верной для определенных условий, может дать существенные ошибки при экстраполяции за границы эксперимента. Этим можно объяснить, например, расхождения в расчетах гидравлического сопротивления решетчатых провальных тарелок или различия в эффективностях ситчатой переточной тарелки, вычисленных по разным уравнениям (рис. 1).

Зависимость 11 получена в результате эксперимента на колонне диаметром 300 мм для смеси изопропанол–вода.

Ко второй группе причин относятся нарушения условий эксплуатации ректификационных установок, связанные с изменением мощности производства или состава сырья [10]. Например, снижение эффективности разделения изомеров ксилола можно объяснить значительным увеличением действительной нагрузки колонн по сравнению с проектной нагрузкой. На качество получаемого продукта также оказало влияние колебание концентраций высшей ароматики и исходного сырья. Чтобы в таких ситуациях правильно

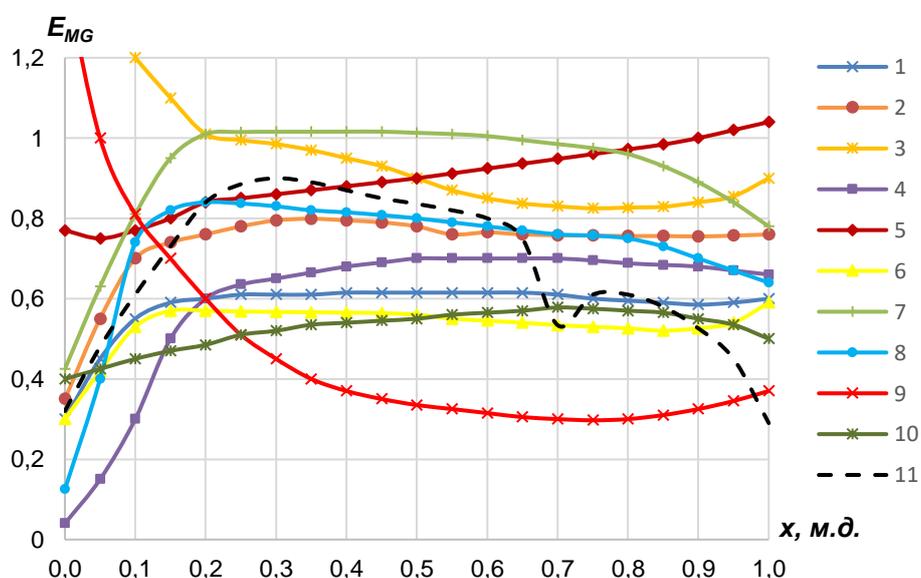


Рис. 1. Сравнение эффективностей ситчатой переточной тарелки по Мэрфри E_{MG} , рассчитанных по разным уравнениям (зависимости 1–11)

управлять процессом, необходимо иметь количественные соотношения параметров в виде математического описания. Такая задача становится актуальной, но в то же время усложняется, если установка представлена системой взаимосвязанных колонн.

Третья группа причин – недостаточная доработка процесса при пуске и наладке, когда находят удовлетворительные, но не оптимальные условия процесса. Поиск оптимальных условий эксплуатации установки можно осуществить, используя современную вычислительную технику, способную в течение короткого времени рассмотреть множество различных вариантов. При этом первостепенное значение приобретает надежность и адекватность математического описания процесса.

Основными разделами математического описания процесса разделения многокомпонентной смеси в тарельчатой ректификационной колонне являются описание статики и кинетики массообмена на контактной тарелке [11,12,13,14].

Уравнение, описывающее равновесные составы пара и жидкости, имеет вид:

$$y_i^* = \gamma_i \left(\frac{P_i}{P_{\text{общ}}} \right) \cdot x_i, \quad (1)$$

где y_i^* , x_i – концентрация пара и жидкости, м. д.; γ_i – коэффициент активности компонента;

P_i – давление чистого компонента, Па;
 $P_{\text{общ}}$ – общее давление, Па.

Коэффициенты активности можно рассчитать по методу Вильсона на основе данных о равновесии в бинарных смесях компонентов, образующих сложную смесь. Если в состав смеси входит много компонентов, то описание равновесия на основе результатов по бинарным системам становится громоздким. В этом случае для нахождения коэффициента активности и зависимости его от состава смеси применяют статистические методы.

В сложных многокомпонентных смесях возможно существование нескольких областей ректификации, в которых коэффициенты активности компонентов могут существенно отличаться и по-разному зависеть от состава. Например, смесь бутанол – этанол – вода образует два азеотропа, а линия непроходимости, соединяющая их, делит всю зону на две области ректификации (рис. 2).

На рис. 2 приведены значения коэффициентов активности воды для разных составов смеси. Видно, что при переходе из одной области ректификации в другую наблюдается резкое изменение коэффициентов активности. Поэтому более надежные зависимости коэффициента активности от концентрации получают, если ограничиваются одной областью ректификации. Этого легко достичь, подвергнув исходную смесь разделению в лабо-

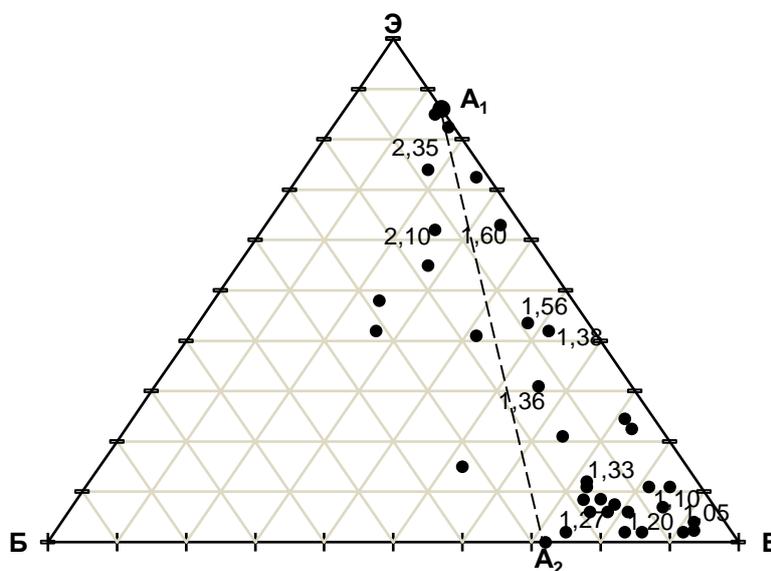


Рис. 2. Изменение коэффициентов активности воды в зависимости от концентрации смеси бутанол – этанол – вода

раторной колонне с большим числом ступеней изменения концентрации. Отбирая пробы жидкости на различных участках по высоте колонны, можно получить смеси, соответствующие единой области ректификации. Именно для этих проб следует определять равновесный состав пара.

Сведения о равновесии между паром и жидкостью, о материальных потоках позволяют выполнить термодинамический расчет колонн, который дает ценную информацию о протекании процесса и позволяет во многих случаях сделать выводы о более выгодных условиях его существования.

Переход от теоретических тарелок к действительным связан с учетом массопередачи, в частности, с эффективностью тарелки по Мэрфри. С этой целью в схему расчета необходимо внести изменения: вместо присвоения $y_{ij} = y_{ij}^*$ необходимо учесть степень приближения действительной концентрации пара к равновесной по всем компонентам смеси.

Эффективность тарелки учитывает все особенности процесса массообмена в каждом конкретном случае и, в первую очередь, скорость переноса вещества из одной фазы в другую [15]. При этом используются различные подходы к оценке кинетических параметров процесса, которые основаны на разной

степени детализации гидродинамической обстановки.

При реализации первого подхода исследователи пытаются единой зависимостью учесть все многообразие факторов, влияющих на эффективность тарелки. Таким зависимостям присущи очевидные недостатки. Если локальная эффективность контакта определяется относительной скоростью движения фаз, физическими свойствами пара и жидкости, состоянием межфазной поверхности, то на величину общей эффективности тарелки оказывает влияние и структура потоков. Установленные же корреляции не учитывают этой сложной зависимости.

Второй подход к расчету эффективности тарелок связан с расчленением сложной взаимосвязи явлений, определяющих интегральный показатель, на отдельные составляющие (рис. 3).

На данной схеме E_{MG} – эффективность тарелки по Мэрфри; E_{OG} – локальная эффективность тарелки; N_r – число единиц переноса в паре; $N_{ж}$ – число единиц переноса в жидкости; G – расход пара; L – расход жидкости; F – межфазная поверхность, м²; β_r – коэффициент массоотдачи в паре, кмоль/м²·сек; $\beta_{ж}$ – коэффициент массоотдачи в жидкости, кмоль/м²·сек.

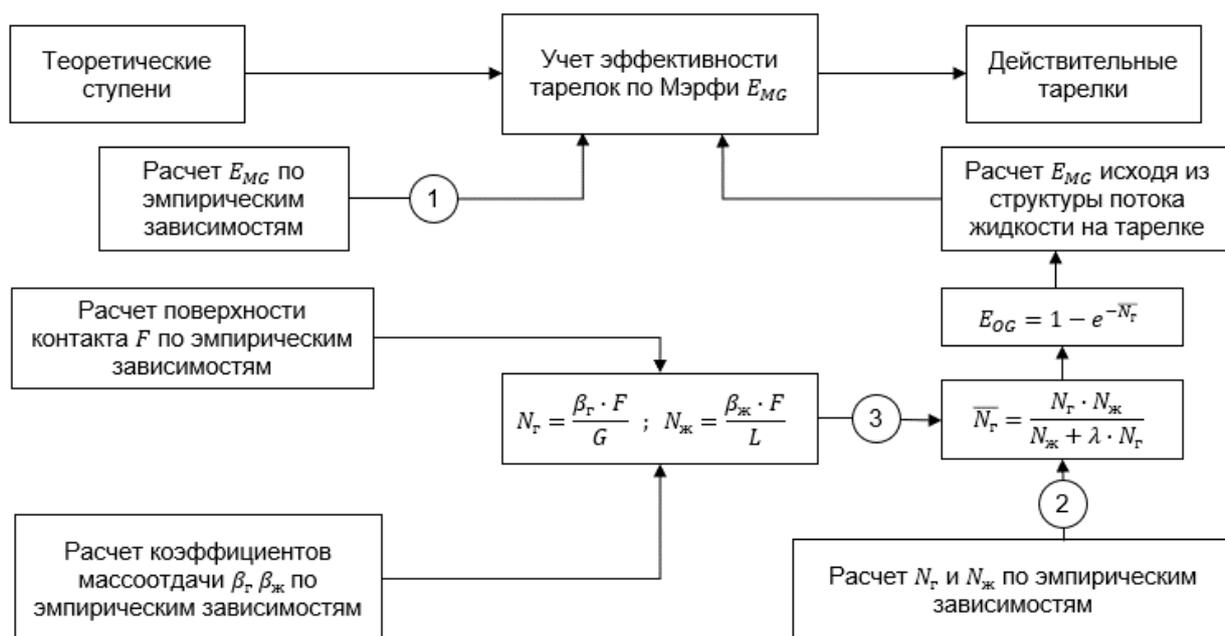


Рис. 3. Схема расчета эффективности тарелок и перехода от теоретических ступеней к действительным

Допущение аддитивности фазовых сопротивлений позволяет отдельно исследовать процессы массообмена в паре и жидкости. Выявление закономерностей массообмена в каждой из фаз расширяет границы применения зависимостей, так как при решении практических задач возможны разнообразные сочетания потоков пара и жидкости.

Третий подход к оценке кинетических параметров процесса заключается в раздельном учете межфазной поверхности и коэффициентов скорости переноса, отнесенных к ней. Это является необходимым шагом для дальнейшей детализации описания процессов массообмена.

Коэффициенты, отнесенные к действительной поверхности контакта фаз, характеризуют скорость переноса вещества. Они зависят от режима движения среды, скорости затухания турбулентных пульсаций у границы раздела, состояния межфазной поверхности, молекулярных транспортных свойств. По-видимому, указанные факторы мало влияют на величину межфазной поверхности, которая по своей природе является экстенсивным параметром.

В результате исследований [16,17,18] были получены расчетные уравнения для определения поверхности контакта фаз на провальных, ситчатых, колпачковых и клапанных тарелках:

$$A = b_0 \left(\frac{\varphi_{\Gamma}}{1 - \varphi_{\Gamma}} \right)^{b_1} \left(\frac{h_{\text{ж}} \cdot \Delta P_{\Gamma\text{ж}}}{w_{\Gamma} \cdot \mu_{\Gamma}} \right)^{b_2} \times \left(\frac{\sigma}{\rho_{\text{ж}} \cdot g \cdot h_{\text{ж}}^2} \right)^{b_3} \left(\frac{0,0625}{d_{\text{кл}}^2} \right)^{b_4}, \quad (2)$$

где φ_{Γ} – паросодержание слоя; $h_{\text{ж}}$ – высота

слоя жидкости на тарелке, м; $\Delta P_{\Gamma\text{ж}}$ – сопротивление парожидкостного слоя, Па; w_{Γ} – скорость пара в колонне, м/с; μ_{Γ} – вязкость пара, Па·с; σ – поверхностное натяжение, Н/м; $\rho_{\text{ж}}$ – плотность жидкости, кг/м³; g – ускорение свободного падения, м/с²; $d_{\text{кл}}$ – диаметр клапана, м.

Коэффициент пропорциональности и показатели степени в уравнении (2) найдены методом множественной корреляции (табл.).

Коэффициенты массоотдачи, отнесенные к действительной поверхности контакта, оказались независимыми от конструкции тарелок. Конструктивные параметры тарелок влияют непосредственно на величину межфазной поверхности.

Полученные расчетные зависимости для коэффициентов массоотдачи имеют следующий вид:

$$\frac{\beta_{\Gamma} \cdot d_{\text{п}}}{D_{\Gamma}} = 1,85 \left(\frac{w_{\Gamma} \cdot d_{\text{п}} \cdot \rho_{\Gamma}}{\mu_{\Gamma}} \right)^{0,75} \left(\frac{\mu_{\Gamma}}{\rho_{\Gamma} \cdot D_{\Gamma}} \right)^{0,5} \left(\frac{d_{\text{п}}}{h_f} \right), \quad (3)$$

$$\frac{\beta_{\text{ж}} \cdot d_{\text{п}}}{D_{\text{ж}}} = 0,58 \left(\frac{w_{\text{ж}} \cdot d_{\text{п}} \cdot \rho_{\text{ж}}}{\mu_{\text{ж}}} \right)^{0,7} \left(\frac{\mu_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}} \cdot D_{\text{ж}}} \right)^{0,5} \left[1 + \left(\frac{C_p \cdot \Delta t}{r} \right) \cdot 10^3 \right]^{0,62}, \quad (4)$$

где $d_{\text{п}}$ – диаметр пузырька, м; D_{Γ} – коэффициент молекулярной диффузии в паре, м²/с; $D_{\text{ж}}$ – коэффициент молекулярной диффузии в жидкости, м²/с; ρ_{Γ} – плотность пара, кг/м³; h_f – высота слоя пены, м; $w_{\text{ж}}$ – скорость жидкости в колонне, м/с; $\mu_{\text{ж}}$ – вязкость жидкости, Па·с; C_p – теплоемкость, кДж/кмоль·К; r – скрытая теплота испарения, кДж/кмоль; Δt – разность температур пара и жидкости, поступающих на тарелку, К.

Таблица. Результаты статистической обработки величин измерения межфазной поверхности

Тип тарелок	Процесс	Значение коэффициента и показателей степени				
		b_0	b_1	b_2	b_3	b_4
Провальные	Ректификация, абсорбция (неэлектролиты)	0,0143	1,34±0,065	0,30±0,042	-0,56±0,036	0
Ситчатые	Абсорбция	22,10	0,49±0,038	-0,20±0,023	-0,60	0
С капюльными колпачками	Абсорбция	8,77	0,40±0,180	-0,14±0,053	-0,60	0
Клапанные	Абсорбция	10,00	0,86±0,044	-0,22±0,058	-0,60±0,050	0,625

Последний множитель в уравнении (3) учитывает наличие зоны повышенной интенсивности массообмена, расположенной вблизи плоскости тарелки. Резкое изменение скорости пара при выходе его из отверстий приводит к усилению массообмена в паровой фазе, получившему название «входного эффекта». Со стороны жидкой фазы вся поверхность массообмена работает равномерно, поэтому коэффициенты массообмена в жидкой фазе не зависят от величины межфазной поверхности и высоты слоя пены на тарелке.

В то же время было установлено увеличение скорости массообмена в жидкой фазе при больших перепадах температур. И, наоборот,

в тех случаях, когда разделению подвергались сильно разбавленные растворы или смеси компонентов с очень близкими температурами кипения, сопротивление в жидкой фазе возрастало. Именно этим можно объяснить снижение эффективности массообмена в области больших и малых концентраций, а также вблизи азеотропной точки (рис. 1).

Таким образом, физико-химические свойства пара и жидкости, режимы движения потоков, величина поверхности контакта фаз в каждом конкретном случае обуславливают распределение сопротивления массообмену и эффективность тарелок.

Список источников

1. Рогалев М. С., Магарил Р. З. Повышение и оценка эффективности работы контактных устройств ректификационной колонны // Известия высших учебных заведений. Нефть и газ. 2011. Т. 54. № 6. С. 92–97.
2. Danilov V. A., Laptev A. G., Karpeev S. V., Vogelwohl A. Determination of efficiencies of a tray on multicomponent reactive distillation // Chem. Ing. Tech. 2001. Vol. 73. No. 6. P. 651.
3. Владимиров А. И., Щелкунов В. А., Круглов С. А. Контактные устройства массообменных аппаратов нефтегазоперерабатывающих производств // Химия и технология топлив и масел. 2000. № 2. С. 28–34.
4. Лаптев А. Г., Фарахов М. И., Минеев Н. Г., Лаптева Е. А., Кудряшов В. Н., Мухитов И. Х., Хуснуллин М. Г., Аскарлов И. Г. Повышение эффективности ректификационных колонн в производстве этаноламинов // Химическая промышленность. 2007. № 7. С. 354–360.
5. Полянский А. В., Блиничев В. Н., Чагин О. В. Критерии оценки эффективности работы ректификационных колонн // Известия высших учебных заведений. Химия и химическая технология. 2016. Т. 59. № 1. С. 3–8.
6. Рогалев М. С., Магарил Р. З. Способ интенсификации процесса первичной перегонки нефти // Известия высших учебных заведений. Нефть и газ. 2008. Т. 51. № 5. С. 90–93.
7. Морозов В. Н., Соловьев Р. Е., Язев К. Ф., Юсафов Э. А. Оценка эффективности работы установок первичной переработки нефти // Нефтепереработка и нефтехимия. Научно-технические достижения и передовой опыт. 2020. № 3. С. 3–5.
8. Чернышева Е. А., Игнашина О. Н., Иванова Е. Р., Максимова А. В., Зуйков А. В. Об актуализации показателей оценки эффективности современных нефтеперерабатывающих предприятий // Нефтепереработка и нефтехимия. Научно-технические достижения и передовой опыт. 2020. № 10. С. 3–8.
9. Лаптев А. Г., Минеев Н. Г., Мальковский П. А. Проектирование и модернизация аппаратов разделения в нефти - и газопереработке. Казань: Печатный двор, 2002. 220 с.
10. Лаптев А. Г., Фарахов М. И., Лаптева Е. А. Проблемы и решения масштабного перехода в химической технологии // Труды Академэнерго КНЦ РАН. Казань, 2019. № 4. С. 21–35.
11. Семенов И. А., Ульянов Б. А., Дубровский Д. А., Кулов Н. Н. Моделирование ректификационной колонны в производстве метиламинов с учетом неэквилилярности массообмена // ТОХТ. 2014. Т. 48. № 5. С. 587–593.
12. Laptev A. G., Lapteva E. A. A model of heat and mass transfer in gas phase in axial and turbulent dispersed annular flows // Journal of engineering thermophysics. 2018. Vol. 27. No. 1. P. 45–50.
13. Лаптев А. Г., Карпеев С. В., Лаптева Е. А. Моделирование и модернизация тарельчатых колонн при проведении реакционно-массообменных процессов // ТОХТ. 2018. Т. 52. № 1. С. 3–12.
14. Laptev A.G., Lapteva E.A. Numerical modeling of heat and mass transfer efficiency of the processes in turbulent foam layers in distillation // Journal of engineering thermophysics. 2016. Vol. 25. No. 4. P. 527–535.
15. Ульянов Б. А., Янчуковская Е. В., Шерстова Л. Н., Петушинский Л. Н. Эффективность тарельчатых массообменных аппаратов и поверхность контакта фаз // Гидродинамика и явления переноса в двухфазных дисперсных системах. 1980. С. 43–47.
16. Ульянов Б. А. Поверхность контакта фаз и массообмен в тарельчатых ректификационных аппаратах. Иркутск: Изд-во ИГУ, 1982. 130 с.
17. Ульянов Б. А., Родионов А. И., Янчуковская Е. В. Структура двухфазных слоев и величина межфазной поверхности на контактных тарелках ректификационных и абсорбционных колонн // ТОХТ. 1982. Т. 16. № 4. С. 491–498.
18. Белоусов Д. С., Янчуковская Е. В. Расчет поверхности контакта фаз на тарелках массообменных колонн // Молодежный вестник ИрГТУ. 2021. Т. 11. № 4. С. 40–46.

Информация об авторах / Information about the Authors

Дарья Сергеевна Васильченко,
магистрант группы ХТ-21-1,
Институт высоких технологий,
Иркутский национальный исследовательский
технический университет,
664074, г. Иркутск, ул. Лермонтова, 83,
Российская Федерация,
darya.vasilchenko@bk.ru

Daria S. Vasilchenko,
Undergraduate,
High Technologies Institute,
Irkutsk National Research Technical University,
83 Lermontov St., Irkutsk 664074,
Russian Federation,
darya.vasilchenko@bk.ru

Елена Владимировна Янчуковская,
кандидат технических наук,
доцент кафедры химической технологии
им. Н.И. Ярополова,
Институт высоких технологий,
Иркутский национальный исследовательский
технический университет,
664074, г. Иркутск, ул. Лермонтова, 83,
Российская Федерация,
lenyan@istu.edu

Elena V. Yanchukovskaya,
Cand. Sci. (Technics),
Associate Professor of Chemical Technology Department
named after N. I. Yaropolov,
High Technologies Institute,
Irkutsk National Research Technical University,
83 Lermontov St., Irkutsk 664074,
Russian Federation,
lenyan@istu.edu