

УДК 66.048.3:547.568.1

## ОСНОВНЫЕ НАПРАВЛЕНИЯ СНИЖЕНИЯ ЭНЕРГОЗАТРАТ НА СТАДИИ РЕКТИФИКАЦИИ В ПРОИЗВОДСТВЕ БЕНЗИЛОВОГО СПИРТА

Шибитова Н.В., Луговой С.С., Мурушкин Д.В., Черикова К.В.

ФГБОУ ВО «Волгоградский государственный технический университет», Волгоград,  
e-mail: natanik@vstu.ru

Рассмотрены основные направления по повышению качества и снижению энергозатрат в массообменных аппаратах стадии ректификации технического бензилового спирта, получаемого из хлористого бензила, за счет совершенствования технологии производства и применения в ректификационных колоннах высокоэффективной насадки. Исследования по выбору оптимального режима работы оборудования на ректификационной установке проводились с использованием программы моделирования PRO-II и программы, разработанной авторами. Исследования проводились с целью оценки влияния различных параметров процесса, а также оптимизации режимов работы ректификационной установки, обеспечивающих минимальные затраты энергоресурсов. Проведен расчет температур кипения чистых компонентов, входящих в поток питания при давлениях ниже атмосферного, и найдена зависимость температуры кипения в кубовой жидкости в зависимости от состава. На основании полученных сравнительных результатов исследований для разных давлений в двух ректификационных колоннах выбран оптимальный вариант – в первой колонне 62 мм рт. ст., во второй колонне – 45 мм рт. ст. Проведенный обзор по научно-технической и патентной литературе показал, что при разработке новых конструкций насадок специалисты учитывают режимы работы, количество задерживаемой жидкости, соотношения парового и жидкостного потоков при работе массообменных аппаратов и др. Большое значение имеет выбор распределителей для жидкости и пара. Для колонн, задействованных в процессе ректификации, выбрана регулярная насадка IRG «Инжексим», имеющая высокие технические характеристики. Определены диаметры и высота насадки в колоннах.

**Ключевые слова:** ректификация, бензиловый спирт, массообменный аппарат, энергозатраты, эффективность, регулярная насадка

## THE MAIN DIRECTIONS OF REDUCING ENERGY CONSUMPTION AT THE STAGE OF RECTIFICATION IN THE PRODUCTION OF BENZYL ALCOHOL

Shibitova N.V., Lugovoy S.S., Murushkin D.V., Chirikova K.V.

Volgograd State Technical University, Volgograd, e-mail: natanik@vstu.ru

The main directions for improving the quality and reducing energy consumption in mass transfer devices of the stage of rectification of technical benzyl alcohol obtained from benzyl chloride, due to the improvement of production technology and the use of a highly efficient nozzle in rectification columns, are considered. Studies on the choice of the optimal mode of operation of the equipment at the rectification plant were carried out using the PRO-II simulation program and the program developed by the authors. The research was carried out in order to assess the impact of various process parameters, as well as to optimize the operation modes of the distillation unit, ensuring minimal energy costs. The boiling points of the pure components included in the feed stream at pressures below atmospheric are calculated, and the dependence of the boiling point in the cubic liquid depending on the composition is found. Based on the obtained comparative research results for different pressures in two distillation columns, the optimal option was chosen – in the first column 62 mmHg, in the second column 45 mmHg. A review of scientific, technical and patent literature has shown that when developing new nozzle designs, specialists take into account operating modes, the amount of liquid retained, the ratio of steam and liquid flows during the operation of mass transfer devices, etc. The choice of distributors for liquid and steam is important. For the columns involved in the rectification process, a regular IRG Injection nozzle with high technical characteristics was selected. The diameters and height of the nozzle in the columns are determined.

**Keywords:** rectification, benzyl alcohol, mass transfer apparatus, energy consumption, effectiveness, regular nozzle

Бензиловый спирт (БС) пользуется широким спросом в различных отраслях промышленности, например в производствах пластмасс, дезинфицирующих средств, пищевых добавок, ликероводочных изделий, а также в косметологии, фармацевтике и др.

Основными производителями БС являются Германия, Китай, США, Россия и Франция. Российская Федерация обеспечивает БС внутренний рынок и является

экспортером этого продукта в такие страны, как Индия, Украина, Казахстан, Молдова, Финляндия, Азербайджан [1, 2].

Одним из известных способов получения бензилового спирта является омыление хлористого бензила. Производство БС включает в себя стадии карбонизации; синтеза бензилового спирта [3]; отпарки азеотропа и ректификации бензилового спирта-сырца. Ректификация – наиболее энергозатратный

процесс. Из-за высоких температур разделяемых компонентов на стадии выделения БС процесс проводится под вакуумом, и основными направлениями энергосбережения являются оптимизация давления в колоннах, определение оптимального флегмового числа [4], при котором снижаются затраты на теплоносители, применяемые в теплообменниках (дефлегматоре и кипятильнике).

От правильного выбора контактных элементов в ректификационных колоннах зависит эффективность проведения самого процесса ректификации и габаритные размеры массообменных аппаратов (диаметр и высота), что также влияет на энерго- и ресурсосбережение. Разработанные за последние годы в России различные конструкции насадок [5–7] и массообменных тарелок [8, 9] имеют высокие эксплуатационные показатели, не уступающие зарубежным аналогам. Это способствует их широкому внедрению в производства химической и нефтехимической промышленности и решает вопрос импортозамещения [10].

Цель исследования – уменьшение энергозатрат на стадии ректификации БС за счет оптимизации режимов работы в ректификационных колоннах и выбора наиболее эффективной насадки для определения конструктивных размеров.

#### Материалы и методы исследования

Выполнено моделирование блока ректификации БС, состоящего из двух колонных аппаратов, с помощью программы PRO-II и программы, разработанной авторами [11], и обзор научной, технической и патентной литературы по современным насадкам [12].

#### Результаты исследования и их обсуждение

В данной работе выполнено моделирование установки ректификации БС, представленной на рис. 1.

Сырец БС, очищенный от легколетучих примесей, стадии перегонки БС-сырца направляется в сборник 3. Массовая доля бензальдегида (БАД) в сырце БС должна быть не более 0,03 % мас. Из сборника 3 сырец БС насосом поз. 9 непрерывно подается в отпарную ректификационную колонну 1 через подогреватель 4. Температура низа колонны 1 обеспечивается подачей водяного пара давлением до 8,0 кгс/см<sup>2</sup> в межтрубное пространство кипятильника 5. Отпарная колонна 1 работает без флегмы.

Пары из верхней части колонны 1, содержащие в своем составе в основном БС, очищенные от дибензилового эфира (ДБЭ), непрерывно направляются в ректификационную колонну 2 на дальнейшее выделение технического БС. Кубовые из низа колонны 2 непрерывно выводятся на отпарку остаточного БС из кубовых с целью получения дибензилового эфира (ДБЭ). Колонна 2 снабжена кипятильником 8, куда подается пар с давлением до 8,0 кгс/см<sup>2</sup> для подогрева.

Пары, содержащие БС и легколетучие компоненты, из верхней части колонны 2 попадают в теплообменник-конденсатор 6 и конденсируются подачей хладагента (оборотная вода) в трубное пространство. Далее конденсат из фазоразделителя 7 поступает в сборник 10. Конденсат, поступающий в сборник 10, представляет собой фракцию БС, отвечающую при анализе качественным показателям технического БС (ТУ 2632-206-0576348-95).

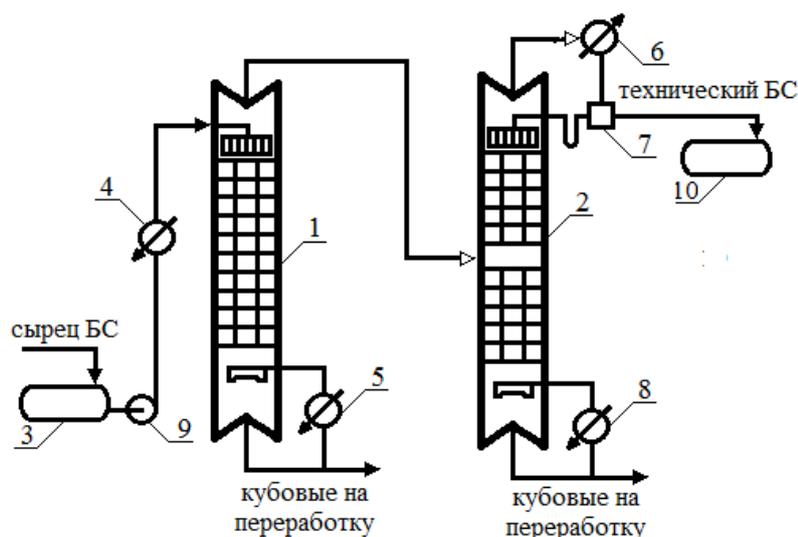


Рис. 1. Двухколонная ректификационная система получения БС

Таблица 1

Температуры кипения компонентов (расчетные) [11]

Компоненты исходной смеси	Температуры кипения (Т), °С					
	P <sub>1</sub>	P <sub>2</sub>	P <sub>3</sub>	P <sub>4</sub>	P <sub>5</sub>	P <sub>6</sub>
1. ОХТ	160,80	74,86	79,67	82,61	87,41	90,64
2. ХБ	179,00	94,02	98,79	101,70	106,46	109,66
3. БАД	178,85	91,92	96,75	99,71	104,54	107,79
4. БС	205,50	121,22	125,99	128,91	133,65	136,85
5. ДБЭ	288,30	194,63	200,02	203,31	208,65	212,24
6. Вода	100,00	36,16	39,87	42,14	45,81	48,28

Примечание. P<sub>1</sub> = 760 мм рт. ст., P<sub>2</sub> = 45 мм рт. ст., P<sub>3</sub> = 55 мм рт. ст., P<sub>4</sub> = 62 мм рт. ст., P<sub>5</sub> = 75 мм рт. ст., P<sub>6</sub> = 85 мм рт. ст.

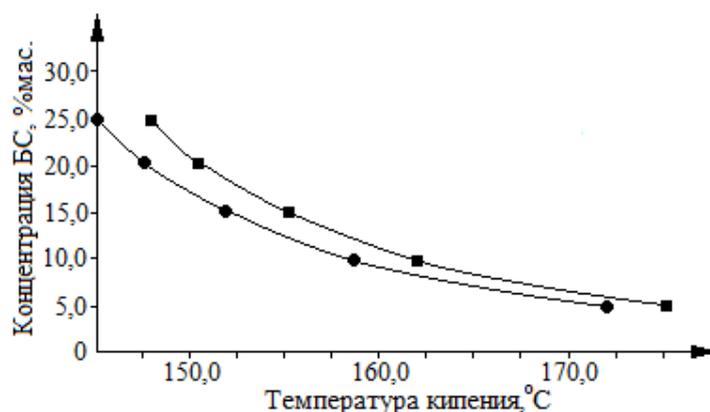


Рис. 2. Влияние состава кубовой жидкости на температуру кипения (2-я колонна):  
● — при давлении верха колонны 45 мм рт. ст.; ■ — при давлении верха колонны 55 мм рт. ст.

Так как в состав сырья БС входят 6 высококипящих компонентов (о-хлортолуол (ОХТ), хлористый бензил (ХБ), бензальдегид (БАД), бензиловый спирт (БС), дибензиловый эфир (ДБЭ) и вода), с температурой кипения от 100 до 288 °С, процесс ректификации технического БС проводится под вакуумом. Очевидно, что основным параметром, определяющим энергозатратность процесса, является выбор давления в каждой колонне, при котором энергетические затраты будут минимальными. В табл. 1 приведены расчетные значения температур кипения ОХТ, ХБ, БАД, БС, ДБЭ и воды при давлениях ниже атмосферного.

Были проанализированы данные табл. 1 по температурам кипения чистых компонентов (Т), входящих в исходную смесь при различных давлениях (P<sub>1</sub>, P<sub>2</sub>, P<sub>3</sub>, P<sub>4</sub>, P<sub>5</sub>, P<sub>6</sub>). Сделанные предварительные расчеты составов (поток дистиллята и кубовых остат-

ков с каждой колонны) в разных соотношениях позволили выбрать давления для проведения процесса ректификации БС в 1-й колонне – 75 и 62 мм рт. ст., во 2-й колонне – 55 и 45 мм рт. ст.

Так как на 2-й колонне выделяется товарный продукт, для этого необходимо установить диапазон устойчивой работы для получения заданного качества БС.

На рис. 2 показана зависимость температуры кипения в кубовой части 2-й колонны от концентрации БС. Повышение температуры кипения до 159 °С нежелательно, так как при этом средняя движущая сила теплового процесса в кипятильнике уменьшается, что неизбежно будет приводить к увеличению расхода теплоносителя.

Для проведения процесса моделирования выбраны исходные данные, приведенные в табл. 2. Исследование выполнено для двух вариантов, и входной поток на 2-ю колонну подается в паровой фазе.

Таблица 2

Исходные данные

Входные параметры	I вариант	II вариант
1. Подача сырца БС, кг/ч	1600,00	1600,00
2. Концентрация компонентов в сырце БС, % мас.		
– ОХТ	0,010	0,010
– ХБ	0,007	0,007
– БАД	0,025	0,025
– БС	88,98	88,98
– ДБЭ	10,96	10,96
– Вода	0,023	0,023
3. Давление в колонном аппарате, мм рт. ст.		
– 1-я колонна	75	62
– 2-я колонна	55	45
Выходные параметры	I вариант	II вариант
1. Состав технического БС, % мас. (по ТУ 2632-206-0576348-95)		
– БС	99,90	
– ДБЭ (не более)	0,02	
– Вода (не более)	0,10	

Большое влияние на режимы работы ректификационной колонны оказывает точка ввода исходного потока и его температура. При моделировании процесса ректификации в качестве параметра оптимизации выбиралась температура подачи исходной смеси. Установлено, что при увеличении температуры питания снижается тепловая нагрузка на кипятильник, при этом изменяется число теоретических тарелок для укрепляющей и исчерпывающей части колонны. Для заданного разделения исходной смеси необходимо в 1-й колонне – 8 теоретических тарелок, во 2-й колонне – 10 теоретических тарелок.

Сравнение результатов моделирования по двум вариантам представлено в табл. 3.

Установлено также, что при снижении давления на двух колоннах (сравнение проводится для двух вариантов) уменьшаются энергозатраты в теплообменниках: на кипятильниках на 1-й и 2-й колоннах при использовании пара с температурой 169,80 °С на 75 т/год и оборотной воды в дефлегматоре на 2-й колонне на 456 т/год.

В последнее время при проектировании и реконструкции в ректификационных колоннах все чаще устанавливается регулярная насадка с разнообразной структурой. Применение такой насадки позволяет не только увеличить производительность и уменьшить размеры оборудования, но и снизить гидравлическое сопротивление и таким образом изменить температурные режимы и, соответственно, сократить расходы теплоносителей.

Для выявления узких мест на действующем производстве при эксплуатации производственного оборудования с целью энерго- и ресурсосбережения необходим комплексный подход [13], включающий технологический аудит, проведение необходимых экономических и технологических расчетов, подтверждающих целесообразность принятых технических решений по модернизации; для разработки новых энергоэффективных аппаратов должна быть создана производственная база с мощным научным потенциалом.

В работе [14] описаны особенности распределения газового и жидкостного потоков в насадочной колонне при пленочном режиме и влияние неравномерности распределения фаз по сечению аппарата на эффективность массообмена. Предложена математическая модель для слоя насадки, разделенного на продольные зоны, с разной структурой потоков.

Для эффективной работы массообменного аппарата с различными типами насадок и распределительными устройствами необходимо знать его удерживающую способность. Разработана методика [15] расчета задерживания жидкой фазы в распределителях для колонн разного диаметра с учетом переходных процессов, возникающих при подаче в аппарат.

Важным при работе колонны является не только выбор и правильная установка регулярной насадки [16], но и размещение необходимой конструкции распределителей для жидкого и парового потоков для создания равномерности распределения.

**Таблица 3**

Параметры проведения процесса ректификации при разных давлениях

	I вариант		II вариант	
	1-я колонна 75 мм рт. ст.	2-я колонна 55 мм рт. ст.	1-я колонна 62 мм рт. ст.	2-я колонна 45 мм рт. ст.
1. Материальный баланс, кг/ч – поток на входе – поток дистиллята – кубовый поток	1600,00 1399,22 200,78	1399,22 1382,22 17,00	1600,00 1398,60 201,60	1398,60 1382,18 16,42
2. Температура, °С – верха колонны – на входе – низа колонны	135,80 124,00 155,40	126,10 134,92 155,70	131,20 122,00 150,90	121,50 130,20 151,90
3. Флегмовое число	–	0,33	–	0,30
4. Тепловая нагрузка, Мккал/ч – на дефлегматор – на кипяtilьник	– 0,1877	0,2133 0,0293	– 0,1847	0,2127 0,0276
5. Расход воды на дефлегматор, кг/ч (вода $t_{\text{вх}} = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$ , $t_{\text{вых}} = 35\text{ }^{\circ}\text{C}$ ) 6. Поверхность теплообмена, м <sup>2</sup> (расчетная)	–	21329,64 11,35	–	21272,61 11,93
7. Расход пара на кипяtilьник, кг/ч (пар $t = 169,80\text{ }^{\circ}\text{C}$ ) 8. Поверхность теплообмена, м <sup>2</sup> (расчетная)	382,88 43,17	59,72 5,97	376,90 35,05	56,32 4,80

Созданная в ГИПХ перекрестноточная насадка [17] обеспечивает регулирование прохождения потоков пара и жидкости при разных нагрузках через специальные сечения за счет секционирования. Описано новое контактное устройство [17], при установке которого улучшается работа распределителя и обеспечивается равномерность орошения насадки при изменяющихся нагрузках жидкости.

Были проведены исследования регулярной насадки [18], в которой пар распределяется по кольцевым каналам и равномерно контактирует со стекающей пленкой жидкости, не образуя застойных зон, за счет чего сопротивление в насадке уменьшается.

Авторами [19–21] разработаны новые конструкции насадок, выполненные из материалов с изменяющимися свойствами при различных температурах, что позволяет изменять режимы работы оборудования и увеличивать производительность.

Для установки в ректификационных колоннах на стадии ректификации БС выбрана регулярная насадка ИВЦ «Инжехим» – Ingechim Regular Gofr. Высота эквивалентная теоретической тарелки (ВЭТТ) для этой насадки равна 0,6 м [22]. По исходным дан-

ным (табл. 2) для II-го варианта определены высота насадки в 1-й колонне  $H = 4,8$  м и диаметр  $D = 1,0$  м; высота насадки во 2-й колонне  $H = 6,0$  м (подача исходного потока в среднюю часть аппарата) и диаметр  $D = 1,0$  м.

### Заключение

С помощью программы PRO-II и программы [11] проведены исследования работы стадии ректификации БС. На основании анализа полученных результатов моделирования выбраны оптимальные режимы работы и рассчитаны необходимые диаметры и высота регулярной насадки Ingechim Regular Gofr в колоннах в соответствии с исходными данными для получения БС заданного качества. Выбранный наименее энергозатратный вариант позволяет сократить расход пара на 75 т/год и оборотной воды на 456 т/год.

### Список литературы

1. Агентство DISCOVERY Research Group. [Электронный ресурс]. URL: <https://drgroup.ru/Analiz-rynka-spirta-benzilovogo-v-Rossii.html> (дата обращения: 14.12.2021).
2. ЭкспортВ. Поставки за границу. [Электронный ресурс]. URL: <https://exportv.ru/zavod/spirt-benzilovyyu-ot-proizvoditelya.html> (дата обращения: 14.12.2021).

3. Бензиловый спирт. [Электронный ресурс]. URL: <https://xumuk.ru/encyklopedia/502.html/> (дата обращения: 14.12.2021).
4. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов. М.: Альянс, 2014. 752 с.
5. ООО «Научно-производственная компания «КЕДР-89». [Электронный ресурс]. URL: <http://kedr89.ru/> (дата обращения: 16.12.2021).
6. Технологический инжиниринговый холдинг ПЕТОН. [Электронный ресурс]. URL: <http://www.peton.ru/ru/about/> (дата обращения: 16.12.2021).
7. Российский научный центр «Прикладная химия (ГИПХ)». Ректификация и дистилляция. Расчеты ректификационных насадочных колонн. [Электронный ресурс]. URL: <https://giph.su/rectification/> (дата обращения: 17.12.2021).
8. Молоканова Л.С., Шибитова Н.В., Колоскова В.В. Современные конструкции массообменных тарелок // Международный журнал прикладных и фундаментальных исследований. 2018. № 9. С. 9–13.
9. Шибитова Н.В., Михалев Д.О., Попова А.Д. Новые конструкции переливных устройств для массообменных тарелок колонных аппаратов // Современные наукоемкие технологии. 2018. № 9. С. 145–149.
10. Лебедев Ю.Н., Чекменев В.Г., Вихорев М.Б. Импортзамещающее оборудование для нефтегазоперерабатывающей и нефтехимической промышленности // Химическая техника. 2015. № 1. С. 26–30.
11. Голованчиков А.Б., Шибитова Н.В., Шибитов Н.С., Прохоренко Н.А., Черикова К.В. Программа для расчета насадочной ректификационной колонны непрерывного действия // Свид. о гос. регистрации программы РФ для ЭВМ № 2021661377. Правообладатель ФГБОУ ВО ВолгГТУ. 2021.
12. Регулярная насадка для процессов абсорбции и ректификации. [Электронный ресурс]. URL: <https://tisys.ru/upload/uf/58e/> (дата обращения: 17.12.2021).
13. Фарахов М.И., Лаптев А.Г. Энергоэффективное оборудование разделения и очистки веществ в химической технологии // Вестник Казанского технологического университета. 2011. № 9. С. 152–158.
14. Фарахов Т.М., Лаптев А.Г. Зонная модель структуры потоков в тепло- и массообменных насадочных аппаратах // Вестник Казанского государственного энергетического университета. 2018. № 4 (40). С. 95–102.
15. Леонтьев В.С. Расчет переходных процессов в ректификационных колоннах с регулярными насадками при ступенчатом изменении концентраций в потоке питания // Электронный научный журнал «Нефтегазовое дело». 2012. № 3.; URL: [http://ogbus.ru/files/ogbus/authors/Leontiev/Leontiev\\_7.pdf](http://ogbus.ru/files/ogbus/authors/Leontiev/Leontiev_7.pdf) (дата обращения: 20.12.2021).
16. Леонтьев В.С. Расчет задержки жидкой фазы в колоннах с упругими регулярными насадками и многоточечными распределителями // Электронный научный журнал «Нефтегазовое дело». 2012. № 3.; URL: [http://ogbus.ru/files/ogbus/authors/Leontiev/Leontiev\\_6.pdf](http://ogbus.ru/files/ogbus/authors/Leontiev/Leontiev_6.pdf) (дата обращения: 20.12.2021).
17. Чуракова С.К., Сидоров Г.М., Резяпов Р.Н., Богатых К.Ф. Модернизация ректификационного оборудования с использованием перекрестноточных насадочных контактных устройств // Мир нефтепродуктов. 2013. № 11. С. 29–34.
18. Мисюля Д.И., Протасов С.К. Экспериментальные исследования регулярной насадки для массообменных аппаратов // Труды БГТУ. Химия и технология неорганических веществ. 2014. № 3 (167). С. 117–120.
19. Голованчиков А.Б., Прохоренко Н.А., Черикова К.В., Шибитова Н.В., Залипаева О.А., Кочарян Р.С. Насадка для тепло- и массообменных процессов // П. м. РФ № 196444. Патентообладатель ФГБОУ ВО ВолгГТУ. 2020.
20. Голованчиков А.Б., Прохоренко Н.А., Залипаева О.А., Шибитова Н.В., Смольская Д.О. Насадка для тепло- и массообменных процессов // П. м. РФ № 198655. Патентообладатель ФГБОУ ВО ВолгГТУ. 2020.
21. Голованчиков А.Б., Прохоренко Н.А., Залипаева О.А., Шибитова Н.В., Смольская Д.О. Насадка для тепло- и массообменных процессов // П. м. РФ № 201929. Патентообладатель ФГБОУ ВО ВолгГТУ. 2021.
22. Башаров М.М., Лаптева Е.А. Модернизация промышленных установок разделения смесей в нефтегазохимическом комплексе. Монография / Под ред. А.Г. Лаптева. Казань: Отечество, 2013. 297 с.