

Оценка целесообразности применения теплового насоса для обогрева эпорационной колонны

Сергей Т. Антипов,¹ ast@vsuet.ru
Сергей В. Шахов,² s_shahov@mail.ru
Светлана Ю. Никитина,³ sunik@mail.ru
Юрий Н. Смолко⁴ smola_86@mail.ru

¹ кафедра машин и аппаратов пищевых производств, Воронеж. гос. ун-т. инж. техн., пр-т Революции, 19, г. Воронеж, Россия

² отдел интеллектуальной собственности, Воронеж. гос. ун-т инж. техн., пр-т Революции, 19, г. Воронеж, Россия

³ центр коллективного пользования, Воронеж. гос. ун-т инж. техн., пр-т Революции, 19, г. Воронеж, Россия

⁴ отдел трансфера технологий, Воронеж. гос. ун-т инж. техн., пр-т Революции, 19, г. Воронеж, Россия

Реферат. В работе проведена оценка целесообразности применения рекомпрессии пара для обогрева эпорационной колонны. Исследования процесса эпорации осуществлялись на промышленной брагоректификационной установке Веселолопанского спиртового завода. В ходе эксперимента были проанализированы связь параметров работы колонного аппарата с энергетическими характеристиками теплового насоса, рассмотрены варианты эксплуатации эпорационной колонны с тепловым насосом при различном давлении паров, поступающих в компрессор при варьировании давлением компримирования. Проведённые эксперименты позволили определить оптимальные давления сжатия паров, обеспечивающие работу колонны без подвода греющего пара. Для работы колонны при небольшом избыточном давлении оптимальное давление после компрессора 352–376 кПа, оптимальная степень сжатия паров 3,4–3,7; при атмосферном давлении в кубовой части колонны оптимальное давление компримирования 303–325 кПа, степень сжатия 4,0–4,4, для эксплуатации колонны при разрежении оптимальное давление 252–275 кПа, степень сжатия 4,9–5,5. Термодинамический анализ режимов эпорации показал, что эпорационная колонна, работающая с тепловым насосом, имеет самый высокий эксергетический КПД (32,6%), применение теплового насоса позволяет сэкономить 1,03–1,15 кг пара из расчёта на 1 л этанола, введённого в колонну с питанием. Тепловые насосы могут быть использованы для снижения энергоёмкости БРУ при получении высококачественного ректификованного спирта.

Ключевые слова: этанол, ректификация, тепловой насос, эпорационная колонна

The analysis of heat pumps using during the eparation process

Sergei T. Antipov,¹ ast@vsuet.ru
Sergey V. Shakhov,² s_shahov@mail.ru
Svetlana Yu. Nikitina,³ sunik@mail.ru
Yuri N. Smolko⁴ smola_86@mail.ru

¹ machinery and equipment for food production department, Voronezh state university of engineering technologies, Revolution Av., 19, Voronezh, Russia

² the intellectual property department, Voronezh state university of engineering technologies, Revolution Av., 19 Voronezh, Russia

³ centre of collective use, Voronezh state university of engineering technologies, Revolution Av., 19 Voronezh, Russia

⁴ the department of technology transfer, Voronezh state university of engineering technologies, Revolution Av., 19 Voronezh, Russia

Summary. The evaluation of application of steam recompression for eparation column heating was carried out in the work. Researches on eparation process were carried out on an industrial brew rectification apparatus of Veselolopansky distillery. During the experiment, column apparatus operating parameters interrelations with the heat pump energy characteristics were analyzed, variants for eparation column operation with a heat pump with different vapor pressure entering the compressor by varying the compression pressure were examined. The experiments carried out allowed to determine the optimum vapor pressure of compression, providing the column operation without the heating steam supply. At a slight overpressure of vapor the optimal compression ratio is 3.4–3.7 kPa, the pressure after the compressor is 352–376 kPa; in the bottom part of column at the atmospheric pressure the optimal compression pressure is 303–325 kPa, the compression ratio is 4.0–4.4. For the low-pressure-regime use the optimum pressure is 252–275 kPa, the degree of compression-stump is 4.9–5.5. Thermodynamic analysis modes of eparation showed that eparation column working with a heat pump has the highest exergy efficiency (32.6%). Use of heat pump saves 1.03–1.15 kg of steam at the rate of 1 liter of ethanol, introduced in the column with supply. Heat pumps can be used to reduce the energy intensity of BRA in obtaining high-quality rectified alcohol.

Keywords: ethanol, rectification, heat pump, eparation column

Введение

Перегонка и ректификация являются одними из самых энергоёмких процессов при производстве этанола, поэтому разработка новых технологий, обеспечивающих ресурсосбережение на этих стадиях, и оптимизация энергоэкономических параметров работы брагоректификационных установок (БРУ),

являются первостепенными задачами для спиртовой отрасли [1–6]. Решению поставленных задач способствует применение теплонасосных установок (ТНУ), утилизирующих вторичные энергоресурсы промышленного производства. Теплонасосные технологии успешно внедрены на ряде спиртовых заводов США, Германии, Финляндии, Франции, в последнее время вырос и интерес отечественных исследователей

Для цитирования

Антипов С. Т., Шахов С. В., Никитина С. Ю., Смолко Ю. Н. Оценка целесообразности применения теплового насоса для обогрева эпорационной колонны // Вестник ВГУИТ. 2016. № 2. С. 43–51. doi:10.20914/2310-1202-2016-2-43-51

For citation

Antipov S. T., Shakhov S. V., Nikitina S. Yu., Smolko Y. N. The analysis of heat pumps using during the eparation process. *Vestnik VSUET* [Proceedings of VSUET]. 2016. no 2 pp. 43–51. (in Russ.). doi:10.20914/2310-1202-2016-2-43-51

к использованию рекомпрессии для обогрева колонных аппаратов. Ряд перспективных работ [3, 4] посвящён разработке методов расчёта процесса компримирования паров при использовании в схеме брагоректификации теплового насоса (ТН), термодинамической оценке режимов эксплуатации колонных аппаратов с паровой рекомпрессией и оптимизации технологических параметров их работы. В исследовании [4] представлены экспериментальные данные, полученные на опытной установке для перегонки ароматных спиртов, оснащённой тепловым насосом, предложено её математическое описание, составлен тепловой, материальный и энергетический баланс, рассчитаны затраты на осуществление процесса. К сожалению, для оценки возможности применения ТН для обогрева колонн БРУ были проведены экспериментальные исследования на стендовых установках с использованием аппаратов периодического действия. Применение термокомпрессии в непрерывно действующих ректификационных колоннах в производственных условиях и подбор оптимальных параметров работы таких БРУ позволили бы расширить спектр применения данных технических решений.

Цель настоящей работы – исследование режимов работы эспурационной колонны, обогреваемой термокомпрессией, оценка целесообразности применения этого технологического приёма и определение режимов эксплуатации установки, исключающих потребность в греющем паре.

1.1 Материалы и методы

Исследования процесса эспурации выполнялись в спиртовом цехе филиала ФГУП Росспиртпром «Весёлолопанский спиртовой завод» на работающей брагоректификационной установке косвенного действия. Объектом исследований являлась эспурационная колонна диаметром 1500 мм, имеющая 65 многоколпачковых тарелок (16 контактных устройств в отгонной части, 31 – в концентрационной, 18 – в укрепляющей) (материал рабочей зоны медь МЗР, сталь 12х1810Т), оснащённая медными кожухотрубными теплообменниками: дефлегматором (поверхность теплообмена $F = 100 \text{ м}^2$), конденсатором ($F = 20 \text{ м}^2$), спиртоловушкой ($F = 10 \text{ м}^2$), кипятильником ($F = 50 \text{ м}^2$), водокольцевым вакуумным насосом ВВН-1. При выполнении экспериментов производительность установки составляла 100–125 декалитров в час (из расчёта на безводный спирт).

Применение механической рекомпрессии для обогрева эспурационной колонны, оснащённой отгонным модулем, осложняется большой разностью температур верхнего и нижнего продуктов (20–24 °С), температурная депрессия, имеющая место при разделении бражного дистиллята, должна покрываться значительным сжатием паров, выходящих из колонны. Кроме того, тепловой насос непосредственно контактирует с парами этилового спирта, поэтому необходимо использовать оборудование, исключающее загрязнение готового продукта. Наиболее подходящими для брагоректификационных установок являются безмасляные винтовые компрессоры, что обусловлено низкой скоростью и плавностью потока вдоль роторов, позволяющими сжимать влажный пар; возможностью достижения значительных степеней сжатия в одном корпусе; высоким КПД в широком диапазоне изменения производительности установки и малой металлоёмкостью. В настоящем исследовании применён опытно-промышленный образец теплового насоса на базе серийно выпускаемого винтового безмасляного компрессора Atlas Copco ZA 6 (3900 мм×23500 мм×275000 мм, рабочее давление до 5 атм, мощность установленного двигателя 200–450 кВт, напряжение 380 В, производительность до 115 м³/мин), с частотным преобразователем (VSD) и кожухотрубного вертикального кипятильника с поверхностью теплообмена $F = 70 \text{ м}^2$.

Схема экспериментальной установки приведена на рисунке 1. В соответствии с технологическим регламентом колонна обогревалась закрытым способом, греющий пар через расходомер 20 подавался в кипятильник 7, полученный конденсат отбирался посредством конденсатоотводчика 8 и использовался для гидроселекции. Бражной дистиллят через расходомер 16 направлялся на 47-ю тарелку колонны 1, для повышения коэффициентов испарения примесных соединений в верхнюю часть колонны вводился конденсат греющего пара (через расходомер 17). Головные и промежуточные примеси концентрировались в укрепляющей зоне колонны 1 и дефлегматоре 2, отбирались с фракцией из конденсатора 3 (ФГПП) и через ротаметр 18 направлялись на тарелку питания разгонной колонны (на схеме не показана). Наличие отгонного модуля позволяло дополнительно извлечь ряд примесных соединений и повысить крепость эспурата до 30–40% об. Хвостовые примеси удалялись вместе с лютером через гидрозатвор 21 из кубовой части колонны. Эспурат, отбираемый с 15–20-й тарелок, через расходомер 19 подавался в ректификационные колонны (на схеме не показаны) для дополнительной очистки и концентрирования.

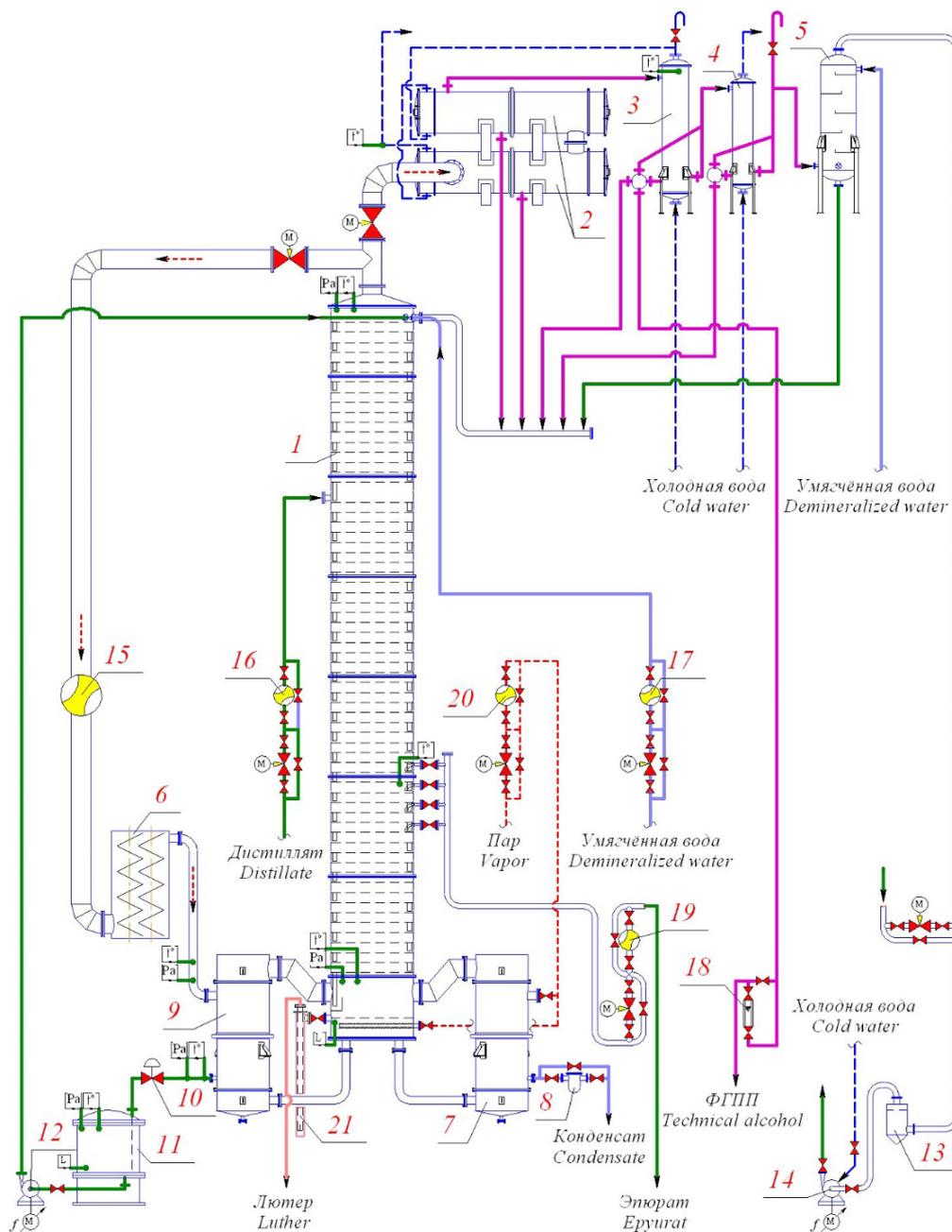


Рисунок 1. Принципиальная схема установки для исследования процесса эaporation

Figure 1. The schematic diagram of the installation for the evaporation process investigation

Эффективность процесса оценивалась по остаточному содержанию трудновыводимых примесей в эпорате (изопропиловый спирт, органические кислоты) при различных технологических режимах работы установки. Основные параметры процесса фиксировались через 3 часа после вывода установки на рабочий режим. Анализы бражного дистиллята, эпората и лютера выполнялись по стандартным методикам. Качество ректификованного спирта, отбираемого из кубовой части колонны окончательной очистки, оценивалось с помощью газохроматографического метода.

Во время эксперимента была проанализирована связь параметров работы колонного аппарата с энергетическими характеристиками теплового насоса, рассмотрены варианты эксплуатации эпорационной колонны с тепловым насосом при различном давлении паров, поступающих в компрессор (вариант 1: 101,0–103,0 кПа, вариант 2: 74,0–76,0 кПа, вариант 3: 50–52 кПа), при варьировании давлением компримирования. Технологические параметры работы установки представлены в таблице 1, зависимость мощности компрессора от давления компримирования для различных вариантов эксплуатации изображена на рисунке 2.

Технологические режимы работы эпорационной колонны, оснащённой тепловым насосом

Таблица 1

Table 1

Technological modes of the epuration column with a heat pump

Давление, кПа pressure p, kPa			Температура, °C Temperature, °C			Расход, кг/час Consumption, kg / h				Отбор ФГПП, % technical alcohol, %	Содержание этанола, % мас. Ethanol concentration (% by weight)		
Верх колонны Top of the column	Низ ко- лонны Bottom of the column	После компрес- сора After the compressor	Верх ко- лонны Top of the column	Низ ко- лонны Bottom of the column	После компрес- сора After the compressor	Пар в ком- прессор Vapor enter- ing the compressor	Гидроселек- ционная вода Water for hy- droselection	Эпюрат Epurat	Греющий пар (схема без ТН) Vapor (Scheme without HP)		Эпюрат Epurat	Пар в ком- прессор Vapor enter- ing the com- pressor	Лютерная вода Luther
Вариант 1 Option 1													
102	122	301	82,2	104,3	170,7	2520	3950,5	4425,5	1375,0	7,0	28,2	74,91	0,015
103	123	325	82,3	104,4	178,2	2500	3853,3	4327,0	1376,5	7,1	28,9	75,01	0,012
103	124	352	82,5	104,5	185,2	2533	3848,0	4430,2	1370,2	6,8	28,3	75,22	0,010
101	123	376	82,4	104,4	191,9	2510	3941,0	4438,7	1372,1	7,0	28,2	75,09	0,012
102	123	402	82,4	104,4	198,2	2505	3880,2	4456,0	1377,1	6,9	28,0	75,05	0,013
Вариант 2 Option 2													
75	101	275	74,5	100,1	189,7	2420	3851,0	4420,3	1313,2	7,1	28,3	75,01	0,014
76	103	303	74,6	100,2	197,9	2412	3852,1	4400,5	1310,5	7,0	28,4	74,85	0,013
75	100	325	74,4	100,0	204,8	2400	3930,5	4450,2	1300,1	6,9	28,1	74,64	0,011
74	100	375	74,5	100,1	217,6	2480	3865,0	4430,2	1320,9	7,0	28,2	74,80	0,012
76	102	399	74,4	100,1	226,3	2409	3880,2	4490,2	1330,2	6,8	28,6	74,99	0,013
Вариант 3 Option 3													
50	74	175	66,5	90,7	184,8	2304	3690,2	4462,2	1252,3	7,0	28,0	75,02	0,015
51	75	201	66,6	90,8	197,6	2330	3700,3	4425,3	1275,6	7,0	28,2	75,00	0,010
50	73	225	66,4	90,6	208,9	2380	3762,3	4480,3	1248,9	6,7	27,9	74,92	0,011
52	76	252	66,5	90,9	216,9	2320	3756,1	4500,3	1280,3	6,9	27,7	75,18	0,009
50	75	275	66,3	90,8	227,8	2300	3749,5	4529,6	1270,6	6,8	27,6	75,10	0,015

Энергетическая эффективность трансформации тепла оценивалась с помощью отопительного коэффициента (рисунок 3):

$$\varepsilon = \frac{Q}{N} \quad (1)$$

где $Q = Gr$ – тепловой поток в кипятильнике колонны, Дж, r – теплота конденсации пара, Дж/кг, G – массовый расход пара, кг.

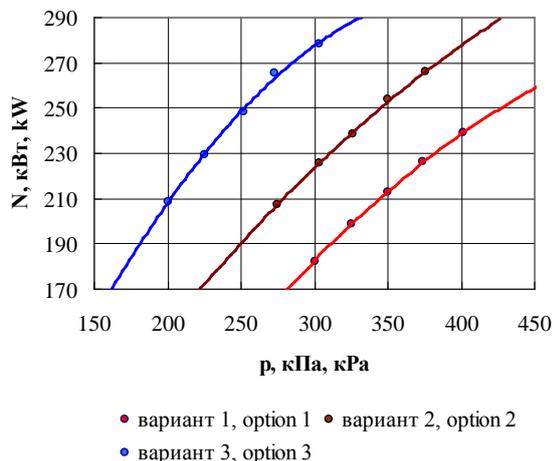


Рисунок 2. Зависимость мощности компрессора N, кВт, от давления компримируемого пара p, кПа

Figure 2. The compressor power N, kW, dependence of the pressure of compressed steam p, kPa

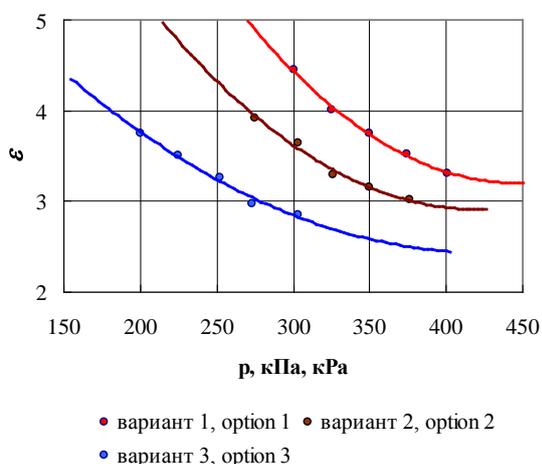


Рисунок 3. Зависимость отопительного коэффициента ε от давления компримируемого пара p, кПа

Figure 3. The heating rate ε dependence from the compressed vapor pressure p, kPa

Как известно, отопительный коэффициент показывает количество полезно используемой теплоты на единицу затраченной работы сжатия пара компрессором, его величина существенно зависит от начальной T_1 и конечной температур T_2 пара [2].

Внутренний относительный КПД компрессора, η_{oi} , определялся по уравнению [2]:

$$\eta_{oi} = \frac{\varepsilon n R T_1}{(n-1)r_1} \left[\left[\frac{1}{P T_1} \int_{T_1}^{T_2} \frac{r(T)}{T [v''(T) - v'(T)]} dT + 1 \right]^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right], \quad (2)$$

где n – показатель политропы процесса сжатия; η – адиабатический КПД (принимался равным 0,7); R – универсальная газовая постоянная, Дж/(моль К); v', v'' – удельные объёмы жидкости и пара, м³/кг; P_1, P_2 – начальное и конечное давление пара, Па.

Функциональные зависимости основных теплофизических характеристик воды и этанола от температуры определены на основе справочных данных. Внутренний относительный КПД компрессора, рассчитанный с использованием численных методов интегрирования, составил 0,55–0,6. Проведённые эксперименты позволили определить оптимальные давления сжатия паров, обеспечивающие экономичность применения теплового насоса. Для варианта 1 (работа колонны при небольшом избыточном давлении) оптимальное давление после компрессора 352–376 кПа (степень сжатия, n , 3,4–3,7), для варианта 2 (атмосферное давление в кубовой части) – оптимальное давление компримирования 303–325 кПа ($n = 4,0$ –4,4), для варианта 3 (разрежение) – оптимальное давление 252–275 кПа ($n = 4,9$ –5,5).

Представленные результаты показали, что снижение давления верха приводит к резкому увеличению энергозатрат на компримирование и уменьшению отопительного коэффициента, поэтому целесообразнее эксплуатировать эпорационную колонну при небольшом избыточном давлении в кубовой части. Содержание примесей в эпорате сопоставимо для схем без теплового насоса и с тепловым насосом. Качественные показатели ректификованного спирта в схеме с ТН: содержание изопропилового спирта менее 1,5 мг/дм³; содержание метанола 0,0008–0,0005% об.; суммарная концентрация органических кислот менее 4 мг/дм³ (наличие прочих примесей не определялось газохроматографическим, хромато-масс-спектрометрическим и пиролитическим методами); проба на окисляемость 23–24 мин; дегустационная оценка не менее 9,3 балла. Применение теплового насоса при оптимальном сжатии паров позволяет сэкономить 10,3–11,5 кг пара из расчёта на 1 декалитр этанола, введённого в колонну с питанием.

Для оценки эффективности применения термокомпрессии при эпорации проведён сравнительный эксергетический анализ режимов колонных аппаратов. Анализ проводился по

классической методике, адаптированной для конкретного оборудования: на первом этапе выделялись поверхности, включающие группу элементов системы, для которых на основе статических математических моделей колонных аппаратов рассчитывались материальные и тепловые балансы, на втором этапе определялись термодинамические характеристики, позволяющие оценить величины эксергий материальных и тепловых потоков каждой поверхности, вклад рассматриваемой части в общую эксергию, а также потери, характеризующие термодинамическое совершенство системы.

Проанализированы способы эксплуатации эпорационной колонны (вариант 1 – колонна БРУ косвенного действия с выварным модулем и вариант 2 – оснащена отгонным модулем, эксплуатируемая с тепловым насосом). Приняты следующие обозначения основных технологических потоков: P – котельный пар; L_0 – лютер; k – конденсат; G – пар в дефлегматор; L_c – бражной дистиллят; E – электроэнергия; F – флегма; L_w – водно-спиртовая фракция; L_c – эпорат; F_D – фракция головная этилового спирта; L_g – вода гидроселекционная; W – охлаждающая вода. Уравнение эксергетического баланса системы отражает изменение эксергии за счёт ввода и вывода тепловых, энергетических и материальных потоков и покрытия внутренних и внешних потерь. Для исследуемых эпорационных аппаратов справедливо следующее соотношение:

$$e^{Lc} + e^{Lg} + \sum e^E + \sum e^P = e^{Le} + e^{Lo} + \sum e^W + \sum D^i + \sum D^e, \quad (3)$$

где e^{Lc} , e^{Lg} , $\sum e^E$, $\sum e^P$, e^{Le} , e^{Lo} , $\sum e^W$, $\sum D^i$, $\sum D^e$ – эксергии бражного дистиллята; гидроселекционной воды; суммарной электроэнергии для привода насосов и компрессора; тепловой энергии для обогрева колонны; продуктов, выводимых из промышленного цикла: эпората и горячей воды из теплообменников; суммарных потерь в результате необратимости процессов, происходящих внутри контрольных поверхностей; суммарных потерь, обусловленных действием окружающей среды, кДж.

За критерий оценки термодинамического совершенства анализируемых систем принимался эксергетический КПД, η :

$$\eta = \frac{\sum_{k=1}^l e_i^3}{\sum_{i=1}^n e_i^3} = \frac{\sum_{i=1}^n e_i^3 - \sum_{j=1}^m D_j}{\sum_{i=1}^n e_i^3}, \quad (4)$$

где $\sum_{k=1}^l e_i^3$ – суммарная удельная эксергия полезных потоков; $\sum_{i=1}^n e_i^3$ – суммарная затраченная удельная эксергия; $\sum_{j=1}^m D_j$ – суммарные эксергетические потери, кДж.

При проведении расчётов было принято, что термической составляющей эксергии e_T обладают все материальные потоки анализируемой системы, имеющие температуру выше температуры окружающей среды (более 20 °С), а эксергия фракций, находящихся в термодинамическом равновесии с окружающей средой, равна нулю. Удельная термическая эксергия материальных потоков определялась по уравнению:

$$e_T = h - h_0 - T_0(S - S_0) = \Delta h - T_0 \int_{T_0}^T C_p \frac{dT}{T}, \quad (5)$$

где Δh , ΔS – удельные энтальпия и энтропия продукта при текущих параметрах технологического процесса и в состоянии равновесия с окружающей средой, кДж/кг и кДж/(кг·К), C_p – изобарная теплоёмкость продукта, кДж/(кг·К).

Поскольку в процессе ректификации практически отсутствуют химические превращения основных компонентов разделяемых смесей, изменения химической составляющей эксергии не учитывались. Деформационная составляющая эксергии e_p , связанная с изменением потоков газообразных веществ, определялась следующим соотношением:

$$e_p = \frac{R}{M} T_0 \cdot \ln \left(\frac{P}{P_0} \right), \quad (6)$$

где T_0 – температура окружающей среды, К; P , P_0 – давление газа в рассматриваемом потоке и в состоянии равновесия с окружающей средой, кПа.

Для контрольных поверхностей, включающих технологическое оборудование, эксплуатируемое с небольшими перепадами давления на входе и выходе, этот вид эксергии исключался из балансовых вычислений. Удельная эксергия тепловых потоков рассчитывалась по уравнению:

$$e_q = \sum q \tau_e = \sum q \left(1 - \frac{T_0}{T} \right), \quad (7)$$

где $\sum q$ – сумма тепловых потоков, кДж/кг; τ_e – фактор Карно.

Эксергетический баланс эпорационного колонного аппарата и его графическая интерпретация в виде диаграмм Грассмана-Шаргута, приведены на рисунках 4, 5. При построении диаграмм в качестве абсолютного параметра выбрана эксергетическая мощность, E , рассчитанная на 1 дал этанола, вводимого в систему (кДж/дал).

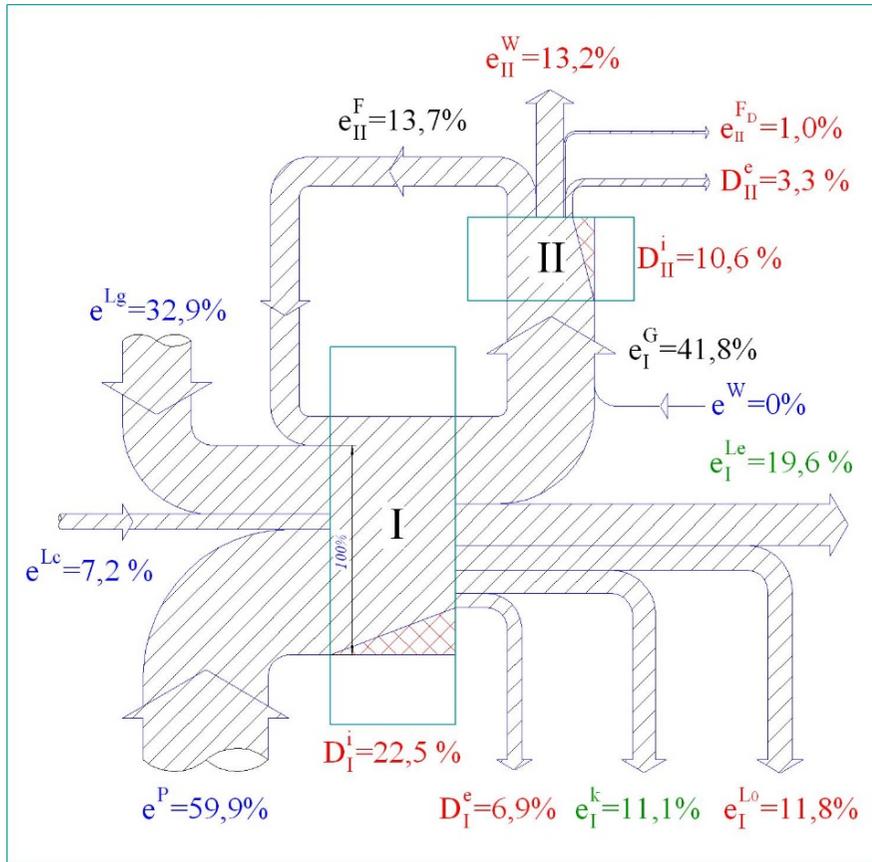


Рисунок 4. Диаграмма Грассмана-Шаргута для эпорационной колонны, оснащённой отгонным модулем, $P_{\text{верха}} = 105 \text{ кПа}$ (вариант 1): I – Эпорационная колонна, отгонный модуль, кипятильник; II – Дефлегматор, конденсатор.

Figure 4. The Grassmann-Shargut chart for the epuration column with a transhumant module, $P_{\text{top}} = 105 \text{ kPa}$ (option 1): I – The epuration column, transhumant module, boiler; II – reflux condenser, condenser.

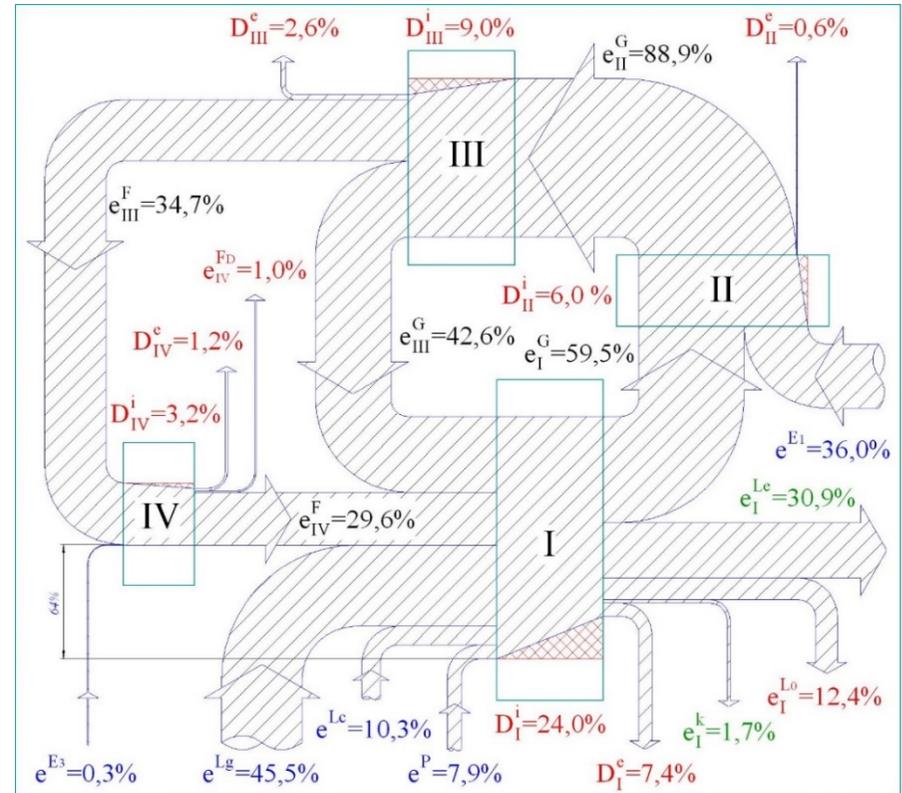


Рисунок 5. Диаграмма Грассмана-Шаргута для эпорационной колонны, оснащённой отгонным модулем, $P_{\text{верха}} = 105 \text{ кПа}$, обогреваемой тепловым насосом (вариант 2): I – Эпорационная колонна, отгонный модуль, кипятильник; II – Компрессор; III – Дефлегматор-испаритель; IV – Терморегулирующий вентиль.

Figure 5. The Grassmann-Shargut chart for the epuration column with a transhumant module, $P_{\text{top}} = 105 \text{ kPa}$, heated by the heat pump (option 2): I – The epuration column, transhumant module, boiler; II – Compressor; III – reflux condenser, evaporator; IV – Thermostatic valve.

1.2 Результаты и обсуждение

Данные эксергетического баланса свидетельствуют, что общие величины потерь эксергии меньше для эпорационной колонны, работающей с механической рекомпрессией пара, чем для колонны, обогреваемой классическим способом (КПД 32,6 и 30,78% соответственно). Таким образом, доказано, что способ эпорации в колонне, оснащённой отгонным модулем, эксплуатируемой с тепловым насосом, уменьшает удельные энергозатраты; повышает экологическую безопасность технологии за счёт сокращения подачи воды в качестве хладагента, а также за счёт организации замкнутых рециркуляционных схем со значительным снижением отвода вторичных энергоресурсов из схемы тепло- и водоснабжения. Заметим, что энергетический КПД для колонн, оснащённых выварным модулем, может быть увеличен за счёт рекуперации теплоты лютерной воды, выводимой из кубовой части.

ЛИТЕРАТУРА

- 1 Никитина С.Ю. Схемотехника и методики расчётов брагоректификационных установок. Воронеж: изд-во ВГАСУ, 2013. 209 с.
- 2 Никитина С. Ю. и др. Оценка эффективности трансформации теплоты в процессах брагоректификации // Вестник Воронежского государственного университета инженерных технологий. 2015. № 1. С. 36 – 41.
- 3 Константинов Е. Н. и др. Процессы ректификации пищевого спирта с применением теплового насоса. Майкоп: Изд-во «Магарин О. Г.», 2014. 96 с.
- 4 Чернопятова С. А. Разработка энерго-сберегающего процесса получения ароматного спирта с использованием теплового насоса: автореф. дис. ... канд. техн. наук: 06.02.13. Воронеж.: ВГУИТ, 2013. 24 с.
- 5 Onuki S. et al. Ethanol production, purification and analysis techniques: a review // Agricultural and Biosystems Engineering Conference Proceedings and Presentations. 2008. P. 68.
- 6 Weizhong A. et al. Simulation and analysis of a reactive distillation column for removal of water from ethanol – water mixtures // Ind. eng. chem. res. 2014. № 53 (14). P. 6056–6064.

Из-за содержания органических кислот и других хвостовых примесей эта фракция не применяется для гидроселекции, но она пригодна для использования в качестве теплоносителя при подогреве фракций брагоректификации (бражки, подсивушного слоя декантатора, жидкостей из конденсаторов колонных аппаратов).

Заключение

Анализ полученных данных показал, что тепловые насосы могут быть использованы для снижения энергоёмкости БРУ при получении высококачественного ректифицированного спирта, при этом режимные параметры процесса ректификации, которыми можно варьировать в ходе проведения эксперимента, оказывают существенное влияние на эффективность эпорации.

REFERENCES

- 1 Nikitina S. Yu. Skhemotekhnika i metodiki raschetov bragorektifikatsionnykh ustanovok [Circuit engineering and calculation methods of rectification installations]. Voronezh, VGASU, 2013. 209 p. (in Russian).
- 2 Nikitina S. Yu. et al Estimation of heat transformation efficiency during the bragorectification processes. Vestnik VGUIT [Proceeding of Voronezh state university of engineering technologies]. 2015, no. 1, pp. 36 – 41. (in Russian).
- 3 Konstantinov E. N. et al. Protsessy rektifikatsii pishchevogo spirta s primeneniem teplovogo nasosa [The processes of edible alcohol rectification with a heat pump] Maikop, Magarin O. G., 2014. 96 p. (in Russian).
- 4 Chernopyatova S. A. Razrabotka energosberegayushchego protsessa polucheniya aromatnogo spirta s ispol'zovaniem teplovogo nasosa [Development of energy-efficient process of producing aromatic alcohol with the use of a heat pump. Abstr. diss. cand. of tech. sci.]. Voronezh, VGUIT, 2013. 24 p. (in Russian).
- 5 Onuki S. et al. Ethanol production, purification and analysis techniques: a review. Agricultural and Biosystems Engineering Conference Proceedings and Presentations. 2008, pp. 68.
- 6 Weizhong A. et al. Simulation and analysis of a reactive distillation column for removal of water from ethanol – water mixtures. Ind. eng. chem. res. 2014, no. 53 (14), pp. 6056 – 6064.

СВЕДЕНИЯ ОБ АВТОРАХ

Сергей Т. Антипов д.т.н., профессор, проректор по научной и инновационной деятельности, Воронеж. гос. ун-т. инж. техн., пр-т Революции, 19, г. Воронеж, 394036, Россия, ast@vsuet.ru

Сергей В. Шахов д.т.н., начальник отдела интеллектуальной собственности, Воронеж. гос. ун-т. инж. техн., пр-т Революции, 19, г. Воронеж, 394036, Россия, s_shahov@mail.ru

Светлана Ю. Никитина к.т.н., инженер, центра коллективного пользования, Воронеж. гос. ун-т. инж. техн., пр-т Революции, 19, г. Воронеж, 394036, Россия, sunik@mail.ru

Юрий Н. Смолко менеджер, отдел трансфера технологий, Воронеж. гос. ун-т. инж. техн., пр-т Революции, 19, г. Воронеж, 394036, Россия, smola_86@mail.ru

КРИТЕРИЙ АВТОРСТВА

Сергей Т. Антипов консультация в ходе исследования

Сергей В. Шахов предложил методику проведения эксперимента и организовал производственные испытания

Светлана Ю. Никитина, обзор литературных источников по исследуемой проблеме, провела эксперимент, выполнила расчёты

Юрий Н. Смолко написал рукопись, корректировал её до подачи в редакцию и несёт ответственность за плагиат

КОНФЛИКТ ИНТЕРЕСОВ

Авторы заявляют об отсутствии конфликта интересов.

ПОСТУПИЛА 08.04.2016

ПРИНЯТА В ПЕЧАТЬ 13.05.2016

INFORMATION ABOUT AUTHORS

Sergei T. Antipov d.t.sc, professor, vice-rector for research and innovation, Voronezh state university of engineering technologies, Revolution Av., 19 Voronezh, Russia, ast@vsuet.ru

Sergey V. Shakhov d.t.sc, head of the department of intellectual property, Voronezh state university of engineering technologies, Revolution Av., 19 Voronezh, Russia, s_shahov@mail.ru

Svetlana Yu. Nikitina Ph. D., engineer, the centre of collective use, Voronezh state university of engineering technologies, Revolution Av., 19 Voronezh, Russia, sunik@mail.ru

Yuri N. Smolko manager, the department of technology transfer, Voronezh state university of engineering technologies, Revolution Av., 19 Voronezh, Russia, smola_86@mail.ru

CONTRIBUTION

Sergei T. Antipov consultation during the study

Sergey V. Shakhov proposed a scheme of the experiment and organized production trials

Svetlana Yu. Nikitina, review of the literature on an investigated problem, conducted an experiment, performed computations

Yuri N. Smolko wrote the manuscript, correct it before filing in editing and is responsible for plagiarism

CONFLICT OF INTEREST

The authors declare no conflict of interest.

RECEIVED 4.8.2016

ACCEPTED 5.13.2016