

УДК 663.5

Соискатель С.Ю. Никитина

(Воронежский гос. архитектурно-строительный ун-т) кафедра химии

профессор А.В. Жучков, доцент И.Е. Шабанов

(Воронеж. гос. ун-т инж. технол.) кафедра машин и аппаратов химических производств. тел. 249-91-13

профессор С.В. Шахов

(Воронеж. гос. ун-т инж. технол.) кафедра машин и аппаратов пищевых производств. тел. 255-38-96

S.Yu. Nikitin

(Voronezh state. Architecture and construction university) department of chemistry

Professor A.V. Zhuchkov, associate professor I.E. Shabanov

(Voronezh. state. univ eng. tehnol.) Department of machines and apparatus of chemical plants. phone 249-91-13

Professor S.V. Shahov

(Voronezh. state. univ eng. tehnol.) Department of machinery and equipment of food production. phone 255-38-96

Оценка эффективности трансформации теплоты в процессах брагоректификации

Assessment of efficiency of transformation of heat in the processes rectification of braga

Реферат. В работе проведена оценка целесообразности применения рекомпрессии пара в брагоректификационных установках, проведено математическое моделирование и оптимизация режимов работы колонных аппаратов с трансформаторами теплоты. Целью данной работы является оценка целесообразности применения рекомпрессии пара в процессах брагоректификации и оптимизация энергоэкономических параметров теплонасосных установок. Ректификационные колонны могут работать при различном давлении, разность температур кипения жидкости в кубовой части колонны и конденсации пара, выходящего из верхней части, составляет от 1-2 °С (в колонне окончательной очистки) до 10-25 °С (в бражной, ректификационной колоннах). Небольшой перепад температур позволяет получить высокие значения отопительного коэффициента, а высокая интенсивность процессов теплообмена при конденсации и кипении обеспечивает относительно небольшие поверхности теплообмена в соответствующих теплообменных аппаратах и капитальные вложения в них. Данные обстоятельства предопределяют высокую экономическую эффективность применения теплонасосных установок. Анализируя полученные данные, пришли к выводу, что для варианта 1 (работа ректификационной колонны в условиях вакуума) оптимальному режиму эксплуатации соответствует температура насыщения сжатого пара 98 °С, давление спиртового пара после компрессора при этом составит $P_2=191$ кПа. Для варианта 2 (работа ректификационной колонны при малом вакууме) оптимальное значение температуры $t_2=107$ °С, давление сжатого пара $P_2=244$ кПа. Для варианта 3 (работа ректификационной колонны при небольшом избыточном давлении) экономически оправданны $t_2=110$ °С, $P_2=265$ кПа. Оптимальные температурные напоры в кипяильнике для рассмотренных вариантов соответственно составляют 5,4; 5,3 и 5,3 °С; степень повышения давления компрессора составляет соответственно 3,67; 2,98; 2,57.

Summary. To assess whether the use of vapor recompression in distilling plants, mathematical modeling and optimization modes vessels with transformers warmth. The aim of this work is to evaluate the feasibility of using vapor recompression processes rectification of braga and optimize energy economic parameters of heat pump installations. The distillation column can be operated at different pressures, the temperature difference between the boiling liquid in a bottom part of the column and the vapor leaving the top part is from 1 - 2 (in the final column purification) 10 - 25 (in use, distillation columns). A small temperature difference allows obtain high values of the heating rate, while the high intensity of the processes of heat transfer in condensation and boiling provides a relatively small heat exchange surface in the respective heat exchangers and capital investments in them. These circumstances require high economic efficiency of application of heat pump installations. After analyzing the data, concluded that for option 1 (work rectification columns under vacuum) to an optimum mode of operation corresponds to the saturation temperature of the compressed vapor 98, the pressure of the alcohol vapor compressor after this will be $P_2=191$ kPa. For option 2 (work of the distillation column at low vacuum) optimum temperature value $t_2=107$ C, the pressure of the compressed steam $P_2=244$ kPa. For option 3 (work of the distillation column at the small of excessive pressure) it is economically feasible $t_2=110$ C, $P_2=265$ kPa. The optimal-temperature pressure in the boiler for the considered variants respectively co-tute of 5.4; 5,3 5,3; the increased pressure of the compressor is accordingly to 3.67; 2,98; to 2.57.

Ключевые слова: этанол, ректификация, трансформация теплоты.

Keywords: ethanol, distillation, heat transformation.

© Никитина С.Ю., Жучков А.В., Шахов С.В.,
Шабанов И.Е., 2015

При производстве этанола большая часть тепловой энергии, потребляемой заводом, расходуется на стадиях перегонки и ректификации, поэтому задача снижения энергоёмкости этих технологических этапов за счёт применение трансформаторов теплоты (теплососных установок (ТНУ)) представляется важной и актуальной. В качестве трансформаторов тепла, применяемых в химической и пищевой промышленности России, чаще всего используются парокompрессионные тепловые насосы, которые в дальнейшем рассматриваются в настоящей работе. Несмотря на повышенный интерес исследователей к использованию тепловых насосов в процессах ректификации этанола [1-3], на отечественных спиртовых заводах термокомпрессия до настоящего времени не находила широкого применения, что связано с рядом причин, в том числе, с недостаточной проработкой схем подключения ТНУ, их конструкций, режимов эксплуатации. Кроме того, следует отметить неблагоприятное соотношение российских цен на органическое топливо и электроэнергию, а также высокую стоимость компрессоров.

Цель настоящей работы – оценить целесообразность применения рекомпрессии пара в процессах брагоректификации и оптимизировать энергоэкономические параметры теплонасосных установок.

В состав брагоректификационных установок входят колонные аппараты, для которых характерна сравнительно небольшая разность температур технологической среды в нижней и верхней частях [1]. В зависимости от принятой схемы ректификационные колонны могут работать при различном давлении, разность температур кипения жидкости в кубовой части колонны и конденсации пара, выходящего из верхней части, составляет от 1-2 °С (в колонне окончательной очистки) до 10-25 °С (в бражной, ректификационной колоннах). Небольшой перепад температур позволяет получить высокие значения отопительного коэффициента, а высокая интенсивность процессов теплообмена при конденсации и кипении обеспечивает относительно небольшие поверхности теплообмена в соответствующих теплообменных аппаратах и капитальные вложения в них. Данные обстоятельства предопределяют высокую экономическую эффективность применения теплонасосных установок.

В зарубежных схемах ректификации теплонасосные установки подключаются к массообменным аппаратам двумя способами [1]. Первый способ предусматривает использование кубовой жидкости в качестве хладагента в кипятильнике, сжатие в компрессоре образовавшегося пара и подачу его на обогрев колонны. По второму способу (рисунок 1) пары из верхней части колонны (1) сжимаются в компрессоре (2) до давления, обеспечивающего достаточно высокую его температуру насыщения, и используются в качестве греющего агента в дефлегматоре-испарителе, где, конденсируясь, он отдает теплоту кипящей кубовой жидкости, конденсат возвращается в ректификационную колонну в качестве флегмы. Подключение теплового насоса по первому варианту более технологично, подобные схемы получили наибольшее распространение и поэтому будут рассмотрены в настоящей работе. Для запуска колонны в кипятильник 5 подаётся греющий пар, на питательную тарелку поступает разделённая водно-спиртовая фракция. Ректифицированный этанол отбирается из жидкой фазы тарелок концентрационной части (в бражной колонне целевой продукт отбирается из флегмы, в элюционной и окончательной колоннах - из кубовой части). После вывода колонны на рабочий режим подача острого пара в кипятильник 5 может быть существенно уменьшена либо полностью исключена.

Энергетическую эффективность трансформации тепла в этой установке будем оценивать с помощью отопительного коэффициента [4]:

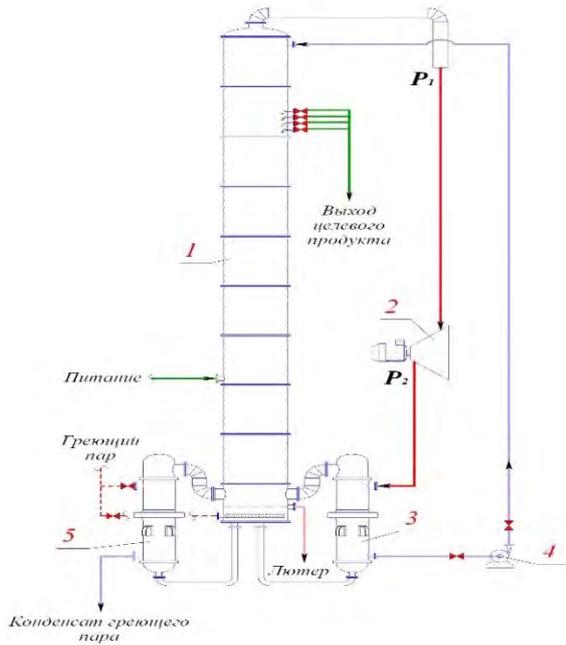
$$\varepsilon = \frac{Q}{N}, \quad (1)$$

где Q – тепловой поток в кипятильнике, Вт, N – мощность компрессора, Вт.

Мощность, затрачиваемая на сжатие пара равна [5, 6]:

$$N = \frac{n}{n-1} \frac{RT_1 G}{M} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right], \quad (2)$$

где n – показатель политропы процесса сжатия; R – универсальная газовая постоянная, Дж/(моль К); G – массовый расход пара, кг; T_1, T_2 – начальная (перед компрессором) и конечная (после компрессора) температуры насыщения пара, К; P_1, P_2 – начальное и конечное давление пара, Па; M – молярная масса пара, кг/кмоль.



1 – ректификационная колонна, 2 – компрессор, 3 – дефлегматор-испаритель, 4 – насос, 5 – кипятильник

Рисунок 1. Принципиальная схема ректификационной колонны с ТНУ

Тепловой поток, выделяемый при конденсации сжатого пара:

$$Q = Gr, \quad (3)$$

где r – теплота конденсации пара, Дж/кг.

С учетом (2), (3) из соотношения (1) следует:

$$\varepsilon = \frac{n}{n-1} \cdot \frac{RT_1}{r} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right]. \quad (4)$$

Зависимость давления насыщения от температуры пара определяется уравнением Клапейрона-Клаузиуса:

$$\frac{dP}{dT} = \frac{r}{T(v'' - v')}, \quad (5)$$

где v' , v'' – удельные объемы жидкости и пара в состоянии насыщения, м³/кг.

Величины r , v' , v'' существенно зависят от температуры. Интегрируя уравнение (5) в пределах от T_1 до T_2 и разделив обе части полученного выражения на P_1 имеем:

$$\frac{P_2}{P_1} = \frac{1}{P_1} \int_{T_1}^{T_2} \frac{r(T)}{T \cdot [v''(T) - v'(T)]} dT + 1. \quad (6)$$

С учётом выражений (4) и (6) получим уравнение для вычисления отопительного коэффициента:

$$\varepsilon = \frac{n}{n-1} \cdot \frac{RT_1}{r} \left\{ \left[\frac{1}{P(T_1)} \int_{T_1}^{T_2} \frac{r(T)}{T [v''(T) - v'(T)]} dT + 1 \right]^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right\}. \quad (7)$$

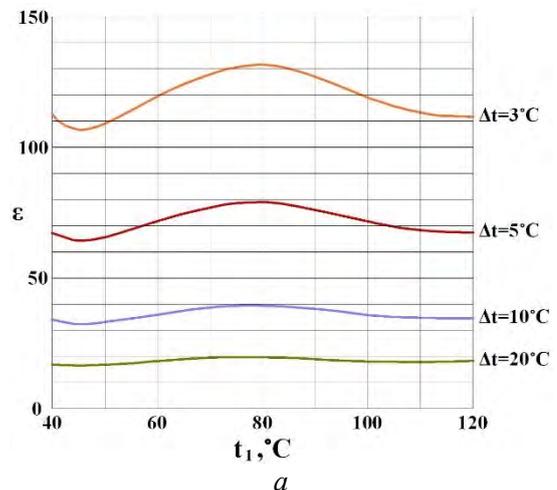
Значения отопительного коэффициента для водно-этанольных растворов с различным

соотношением компонентов (близким к составу флегмы бражной, ректификационной, эспорационной и окончательной колонн) рассчитаны в среде Mathcad-15 по уравнению (7) с использованием численных методов интегрирования. Функциональные зависимости основных теплофизических характеристик воды и этанола от температуры определены на основе справочных данных [7, 8]. На рисунке 2 представлены зависимости отопительного коэффициента от начальной температуры пара t_1 , (°C), для различных перепадов температуры насыщенного пара на компрессоре $\Delta t = t_2 - t_1$ при содержании этанола в жидкой фазе 97 % и 86 % об. этанола в жидкой фазе (a - 97 %, b - 86 % об.)

Анализируя данные рисунка 2, заметим, что снижение перепада температур Δt приводит к существенному увеличению отопительного коэффициента (при снижении Δt с 20 до 3 °C ε увеличивается более чем в 5 раз). При работе компрессора на паровой смеси состава, близкого к азеотропному, для всех значений Δt максимум ε достигается при $t_1 = 78-80$ °C, что соответствует работе колонны при атмосферном давлении. Изменение рабочего давления как в направлении вакуума, так и в направлении избыточного давления приводит к некоторому уменьшению отопительного коэффициента.

При меньшей концентрации спирта (86 %) отопительный коэффициент монотонно увеличивается по мере увеличения начальной температуры.

Уменьшение температурного перепада Δt на компрессоре позволяет более эффективно использовать тепловую энергию, но при этом резко снижается температурный напор в кипятильнике, что приводит к увеличению необходимой поверхности теплообмена, возрастают капитальные вложения на приобретение оборудования, поэтому оптимизация энерго-экономических параметров работы установки должна определяться по минимуму приведенных затрат.



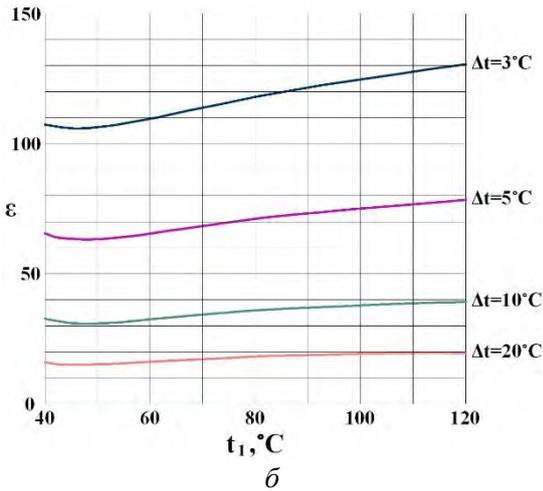


Рисунок 2. Зависимость отопительного коэффициента от начальной температуры пара (содержание этанола в жидкой фазе а - 97 %, б - 86 % об.)

При разработке математической модели ректификационной колонны с ТНУ в качестве исходных данных задаются расход пара; температуры насыщения пара перед t_1 и после t_2 компрессора, °С; температура кипения кубового остатка, t_3 ; теплофизические характеристики разделяемой смеси; некоторые известные параметры кипятильника; необходимые экономические показатели, а также предварительно рассчитанные по уравнению (9) значения отопительных коэффициентов.

Коэффициент теплоотдачи при кипении этанола определяется соотношением [7]:

$$\alpha_1 = 4q^{0,7} \cdot e^{0,028P}, \quad (8)$$

где q – средний удельный тепловой поток, Вт/м², P – давление, бар.

Коэффициент теплоотдачи при кипении воды [7]:

$$\alpha_1 = 3q^{0,7} D^{0,15}. \quad (9)$$

При любых значениях α_1 не могут быть ниже значения, рассчитанного для условий свободной конвекции:

$$Nu = 0,15(Gr Pr)^{1/3} (Pr/Pr_c)^{0,25}, \quad (10)$$

где $Nu = \alpha_1 H / \lambda$ – число Нуссельта, $Gr = \frac{gH^3}{\nu^2} \beta(t_{c01} - t_2)$ – число Грасгофа, Pr, Pr_{cm} – числа Прандтля для средней температуры жидкости и температуры поверхности соответственно; H – высота пластины теплообменника, м; λ – теплопроводность жидкости, Вт/(м·К); ν – кинематический коэффициент вязкости жидкости, м²/с; β – температурный коэффициент расширения жидкости, 1/К.

Для оценки коэффициента теплоотдачи при конденсации пара использовано выражение [7]:

$$\alpha_2 = 0,943 \sqrt[4]{\frac{\rho_k g r \lambda_k^3}{\nu_k \Delta t H}}, \quad (11)$$

где ρ_k – плотность конденсата, кг/м³, g – ускорение свободного падения, r – теплота конденсации пара, Дж/кг, λ_k – теплопроводность конденсата, Вт/(м·К), ν – кинематическая вязкость конденсата, м²/с, Δt – перепад температуры в конденсатной плёнке, °С.

Затем рассчитывается коэффициент теплопередачи:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{c0}}{\lambda_c} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad (12)$$

и площадь поверхности теплообмена:

$$F = \frac{Gr}{k(t_3 - t_2)} \quad (13)$$

Неизвестные значения поверхностей пластин, средний удельный тепловой поток, а также вышеперечисленные параметры определялись посредством программы, разработанной для среды Mathcad-15, затем определялись капитальные затраты по укрупнённым экономическим показателям:

$$K_T = a_T + b_T F, \quad (14)$$

$$K_K = a_K + b_K N / 1000, \quad (15)$$

где K_T – капитальные затраты на дефлегматор-испаритель, K_K – капитальные затраты на компрессорную установку, a_T, b_T, a_K, b_K – экономические показатели.

Ежегодные издержки на обслуживание капитальных вложений:

$$I_K = fK, \quad (16)$$

где $f=0,07$ – доля отчислений на обслуживание капитальных вложений.

В расчетах приняты: $a_T=16$ тыс.руб., $b_T=1,7$ тыс. руб./м², $a_K=5$ тыс.руб., $b_K=3,25$ тыс.руб./кВт (по результатам обработки прайс-листов поставщиков из интернета).

Ежегодные издержки на электроэнергию (привод компрессора), тыс. руб./год составят:

$$I_3 = \frac{N \cdot z_3 \cdot m}{10^6}, \quad (17)$$

где z_3 – тариф на электроэнергию, руб/кВт ч, m – число часов работы установки в год, ч.

Приведенные затраты:

$$Z = KE_n + I_K + I_3, \quad (18)$$

где $E_n=0,15$ – нормативный коэффициент капитальных вложений.

Проведем анализ режимов работы ректификационной колонны. Ректификационная (спиртовая) колонна является наиболее энергоёмким элементом БРУ, поскольку на её долю приходится 1/3 – 1/2 от общего теплопотребления установки. В зависимости от принятой технологической схемы она может работать в условиях

вакуума, при атмосферном или избыточном давлении. Режимы работы ректификационных колонн, входящих в состав типовых отечественных БРУ, приведены в таблице 1.

Т а б л и ц а 1
Анализируемые режимы работы ректификационных колонн

Вариант эксплуатации	Давление, бар		Температура, °С	
	низ	верх	низ	верх
1	0,70	0,52	64	93
2	1,01	0,82	72	101
3	1,24	1,03	78	105

Используя уравнения (7), (14)–(18), определены энергоэкономические показатели для каждого варианта эксплуатации колонны, результаты представлены в таблице 2 и на рисунке 3.

Анализируя полученные данные, заметим, что для варианта 1 (работа ректификационной колонны в условиях вакуума) оптимальному режиму эксплуатации соответствует температура насыщения сжатого пара 98 °С, давление спиртового пара после компрессора при этом составит $P_2=191$ кПа. Для варианта 2 (работа ректификационной колонны при малом вакууме) оптимальное значение температуры $t_2=107$ °С, давление сжатого пара $P_2=244$ кПа. Для варианта 3 (работа ректификационной колонны при небольшом избыточном давлении) экономически оправданы $t_2=110$ °С, $P_2=265$ кПа. Оптимальные температурные напоры в кипяильнике для рассмотренных вариантов соответственно составляют 5,4; 5,3 и 5,3 °С; степень повышения давления компрессора составляет соответственно 3,67; 2,98; 2,57. Поскольку приведенные затраты уменьшаются по мере повышения давления в колонне, наиболее эффективно применять теплонасосные установки в колоннах, работающих под небольшим избыточным давлением.

ЛИТЕРАТУРА

1 Никитина С.Ю. Схемотехника и методики расчётов брагоректификационных установок. Воронеж: ВГАСУ, 2013. 209 с.
2 Мариненко С.С., Мариненко О.В., Константинов Е.Н., Короткова Т.Г. Методы расчета процесса сжатия паров спирта при использовании в схеме БРУ теплового насоса // Известия вузов. Пищевая технология. 2011. № 2-3. С.76-78.
3 Скрыпников Б.Л., Смолко Ю.Н., Толстов С.А., Чернопятлова С.А. Термодинамический анализ процесса ректификации этилового спирта с использованием теплового насоса // Вестник ВГУ. 2012. Т. 4. № 10. С. 36–41.

Т а б л и ц а 2
Энерго-экономические показатели эксплуатации ректификационных колонн с ТНУ

Вариант 1						
$t_2, ^\circ\text{C}$	94	96	98	100	102	104
$P_2, \text{бар}$	1,707	1,806	1,910	2,019	2,133	2,252
$F, \text{м}^2$	4824	1618	554,9	312,5	226,6	175,9
$N, \text{кВт}$	99,0	105,1	111,3	117,6	123,8	130
ϵ	11,81	11,12	10,50	9,94	9,44	8,99
Вариант 2						
$t_2, ^\circ\text{C}$	103	105	107	109	111	113
$P_2, \text{бар}$	2,192	2,314	2,443	2,577	2,719	2,867
$F, \text{м}^2$	4003	763,4	380,2	252,3	190,0	153,2
$N, \text{кВт}$	92,1	98,1	104,2	110,3	116,4	122,5
ϵ	12,70	11,92	11,22	10,60	10,04	9,54
Вариант 3						
$t_2, ^\circ\text{C}$	106	108	110	112	114	116
$P_2, \text{бар}$	2,378	2,509	2,647	2,792	2,944	3,103
$F, \text{м}^2$	3657	1314	490,0	294,8	212,0	166,6
$N, \text{кВт}$	82,9	89,0	95,0	101,0	107,1	113,2
ϵ	14,1	13,14	12,30	11,57	10,91	10,33

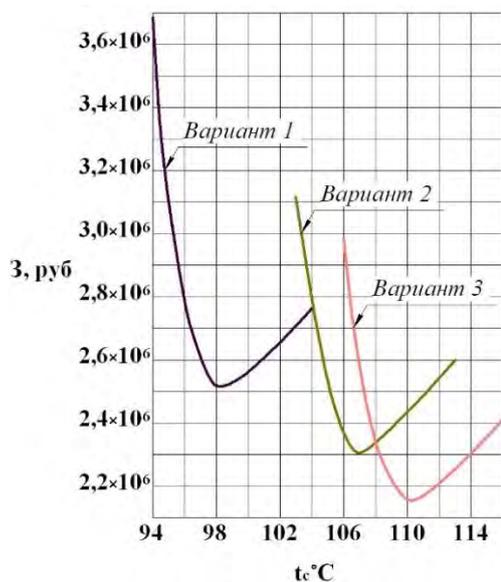


Рисунок 3. Зависимость приведенных затрат от температуры насыщения сжатого пара при различных режимах работы ректификационной колонны

4 Калнин И.М., Фадеков К.Н. Термодинамические циклы холодильных машин и тепловых насосов. Расчет. Оценка эффективности: учеб. пособие. М.: МГУИЭ, 2006. 92 с.
5 Кириллин В.А., Сычев В.В., Шейндлин А.Е. Техническая термодинамика: учебник для вузов. М.: МЭИ, 2008. 417 с.
6 Овчинников Ю.В. Основы технической термодинамики. Новосибирск: НГТУ, 2010. 292 с.
7 Седлов А.С., Кузма-Кичта Ю.А. Гидродинамика и теплообмен при кипении водных растворов. М.: Издательский дом МЭИ, 2007. 164 с.
8 Безруких П.П., Дегтярев В.В., Елистратов В.В. и др. Справочник по ресурсам возобновляемых источников энергии России и местным видам топлива. М.: «ИАЦ Энергия», 2007. 272 с.

REFERENCES

1 Nikitina S.Yu. Skhemotekhnika i metodiki raschetov bragorektifikatsionnykh ustanovok [Circuitry and methods of calculations distilling plants]. Voronezh, VGASU, 2013, 209 p. (In Russ.).

2 Marinenko S.S., Marinenko O.V., Konstantinov, E.N., Korotkova T.G. The calculation Methods of the compression process vapors of alcohol when used in the scheme BRU heat pump. *Izvestiya vuzov. Pishchevaya tekhnologiya*. [Proceedings of Higher Education. Food technology], 2011, no. 2-3, pp. 76-78. (In Russ.).

3 Skrypnikov B.L., Smolko Yu.N., Tolstov S.A., Chernopyatova S.A. Thermodynamic analysis of the process of recti qualification ethyl alcohol using a heat pump. *Vestnik VGTU*. [Bulletin of the Voronezh state technical university], 2012, vol. 4, no. 10, pp. 36-41. (In Russ.).

4 Kalnin I.M., Fadekov K.N. Termodinamicheskie tsikly kholodil'nykh mashin i teplovykh nasosov. Raschet. Otsenka effektivnosti

[Thermodynamic cycles chillers and heat pumps. Calculation. Evaluating the effectiveness]. Moscow, MGUIE, 2006. 92 p. (In Russ.).

5 Kirillin V. A., Sychev V.V., Sheindlin A. E. *Tekhnicheskaya termodinamika* [Engineering thermodynamics]. Moscow, MEI, 2008. 417 p. (In Russ.).

6 Ovchinnikov Yu.V. *Osnovy tekhnicheskoi termodinamiki* [Fundamentals of engineering thermodynamics]. Novosibirsk, NGTU, 2010. 292 p. (In Russ.).

7 Sedlov A.S, Kuzma Kichta-Yu.A. *Gidrodinamika i teploobmen pri kipenii vodnykh rastvorov* [Hydrodynamics and heat transfer in boiling water solutions]. Moscow, MEI, 2007. 164 p. (In Russ.).

8 Bezrukikh P.P., Degtyarev V.V., Elistratov V.V. et al. *Spravochnik po resursam vozobnovlyaemykh istochnikov energii Rossi ii mestnym vidam topliva* [Handbook of renewable energy resources in Russia and native fuel species]. Moscow, IATs Energiya, 2007. 272 p. (In Russ.).