

УДК 665.37.047.79:620.9.044

Эксергетический анализ влагоудаления из фосфолипидных эмульсий растительных масел в ротационно-пленочном аппарате

Д-р техн. наук С. Алтайулы, sagimbek@mail.ru

*Казахский агротехнический университет им. С. Сейфуллина
010011, Республика Казахстан, Астана, пр. Победы, 62*

В статье представлены результаты эксергетического анализа и оценки энергетической эффективности ресурсосберегающей технологии процесса влагоудаления из фосфолипидных эмульсий растительных масел в ротационно-пленочном аппарате. Целью являлась термодинамическая оценка функционирования теплотехнологической системы, сравнение ее с существующими аналогами и выявление «узких» мест для совершенствования процесса влагоудаления. Для этого проведен термодинамический анализ эффективности процесса влагоудаления из фосфолипидных эмульсий в ротационно-пленочном аппарате. В результате были составлены тепловые и эксергетические балансы тепломассообменных процессов и проведен тепловой и эксергетический анализ. Эксергетический баланс процесса влагоудаления из фосфолипидных эмульсий в ротационно-пленочном аппарате выполнен по методике, в соответствии с которой он рассматривался в виде теплотехнологической системы, условно отделенной от окружающей среды замкнутой контрольной поверхностью. Для оценки эффективности процесса влагоудаления из фосфолипидных эмульсий использован тепловой, эксергетический и энтропийный анализ. Определены материальные потоки контрольной поверхности влагоудаления, поскольку все эксергетические превращения осуществляются при взаимодействии этих потоков. Основные потери эксергии происходят из-за необратимости процессов влагоудаления вследствие фазового превращения влаги, перепада давления в ротационно-пленочном аппарате. В процессе влагоудаления из фосфолипидных эмульсий растительных масел отводится пар и конденсат, составляющий в тепловом балансе 90,13%, а в эксергетическом – около 75,35%. Суммарные потери эксергии при влагоудалении из фосфолипидных эмульсий растительных масел в ротационно-пленочном аппарате в контрольной поверхности составляют 17,4%. Предлагаемый процесс обладает более высокими эксергетическим и тепловым КПД по сравнению с известным процессом.

Ключевые слова: эксергия; энергетическая эффективность; фосфолипидные эмульсии растительных масел; ротационно-пленочный аппарат.

DOI: 10.17586/2310-1164-2016-9-1-70-81

Exergy analysis of moisture removal from phospholipid emulsions of vegetable oils in rotary film apparatus

Ph.D. Sagymbek Altayuly, sagimbek@mail.ru

*S. Seifullin Kazakh Agro Technical University
010011, Republic of Kazakhstan, Astana, Pobedy Ave., 62*

The article describes the results of exergy analysis and evaluation of the energy efficiency for resource-saving process technology of moisture removal from phospholipid emulsions of vegetable oils in the rotary film apparatus. The aim was to evaluate technological system in terms of thermodynamic and to compare it with existing analogues to identify the bottleneck and to improve the process of moisture removal. For this purpose a thermodynamic analysis of the moisture removal effectiveness from phospholipid emulsions in rotary film unit was carried out. Thermal and exergy balances of heat and mass transfer processes were calculated and conducted heat and exergy analysis was made. Exergy balance of moisture removal from phospholipid emulsions in rotary film device was carried out by the method according to which it was regarded as a heating system conventionally separated from the environment by a closed reference surface. To assess the effectiveness of moisture removal from phospholipid emulsions heat, exergy and entropy analysis were used. Material flows of the reference moisture removal surface were defined as all exergy conversion took place by the interaction of these

flows. Most exergy losses occur due to the irreversibility of the process resulting from phase transformation moisture removal and pressure differential in rotary film unit. During moisture removal from phospholipid emulsion of vegetable oils vapor and condensation are removed. Their amount in heat balance is 90.13%, and in exergy balance - about 75.35%. Total exergy losses during moisture removal from phospholipid emulsions of vegetable oils in rotary-film device are 17.4% in the reference surface. The proposed process has a higher exergy and thermal efficiency compared with conventional process.

Keywords: exergy; energy efficiency; phospholipid emulsion of vegetable oils; rotary film apparatus.

Введение

Эксергетический анализ является новым методом термодинамической оценки совершенства теплотехнологических систем и базируется на использовании понятия эксергия при исследовании теплотехнических процессов. Этот метод применяют при анализе процессов, протекающих как при повышенных, так и пониженных температурах продуктов используемых в агрегатах. Понятие эксергия и энергия отличаются: энергия определяется фундаментальными свойствами материи, а эксергия характеризует пригодность энергии в определенных условиях окружающей среды, параметры которой независимы от воздействия рассматриваемой теплотехнологической системы [1, 2]. Использование эксергетического анализа позволяет решать широкий круг технических задач на основе унифицированной термодинамической оценки. Для создания энергосберегающих технологий и совершенствования энергетического и технологического оборудования нужны критерии энергии и эффективности ее использования. Целью данных исследований является термодинамическая оценка функционирования теплотехнологической системы, сравнение ее с существующими аналогами и выявление «узких» мест для совершенствования процесса влагоудаления. Для этого проведены термодинамический анализ эффективности процесса влагоудаления из фосфолипидных эмульсий в ротационно-пленочном аппарате.

Методы и объекты исследований

Методика расчета эксергетических потерь процесса выпаривания состоит из теплового и эксергетического баланса контрольной поверхности. Эффективность тепломассообменных процессов оценивается анализом рассматриваемых материальных потоков с помощью эксергии на основе второго закона термодинамики [3, 4, 6]. С целью получения наиболее полной информации о процессе влагоудаления из фосфолипидных эмульсий растительных масел в ротационно-пленочном аппарате были составлены тепловые и эксергетические балансы тепломассообменных процессов и выполнен тепловой и эксергетический анализ. Эксергия материальных и энергетических потоков, а также внутренние и внешние эксергетические потери составили эксергетический баланс теплотехнологической системы.

Определение эксергетических и тепловых потоков и их анализ для процесса влагоудаления из фосфолипидных эмульсий растительных масел в ротационно пленочном аппарате являются важным этапом создания ресурсосберегающего процесса влагоудаления [8, 9].

Анализируемая система характеризуется материальным, тепловым и эксергетическим балансами.

Материальный баланс системы, имеет вид [3]

$$\sum_{j=1}^4 M'_{nj} + M_0 = \sum_{i=1}^k M''_{nj} \pm \Delta M,$$

где $\sum_{j=1}^4 M'_{nj}$ и $\sum_{i=1}^k M''_{nj}$ – суммарные материальные потоки, входящие в объект и выходящие из него; M_0 – поток вещества, поступающий из окружающей среды; ΔM – изменение массы вещества в объекте.

Энергетический баланс

$$\sum_{j=1}^4 Q'_{nj} + \sum_{i=1}^{\kappa} L'_{nj} = \sum_{i=1}^{\kappa} Q''_{nj} + \sum_{i=1}^{\kappa} L''_{nj} + Q_0,$$

где $\sum_{j=1}^4 Q'_{nj}$ и $\sum_{i=1}^{\kappa} Q''_{nj}$ – суммарные потоки теплоты, входящие в объект и выходящие из него; $\sum_{i=1}^{\kappa} L'_{nj}$ и $\sum_{i=1}^{\kappa} L''_{nj}$ – суммарные энергии, подводимые к объекту и получаемые от него; Q_0 – поток теплоты, отдаваемый в окружающую среду.

Эксергетический баланс [3]

$$\sum_{j=1}^4 E'_{nj} = \sum_{j=1}^4 E''_{nj} + \sum_{i=1}^{\kappa} \Delta E_i,$$

где $\sum_{j=1}^4 E'_{nj}$ и $\sum_{j=1}^4 E''_{nj}$ – суммарные потоки эксергии, входящие в объект и выходящие из него;

$\sum_{i=1}^{\kappa} \Delta E_i$ – суммарные потери эксергии вследствие необратимости процессов, осуществляемых в объекте.

Суммарные потери эксергии определяются на основе уравнения Гюи–Стодолы [5]

$$\sum_{i=1}^{\kappa} \Delta E_i = T_0 \sum_{i=1}^n \Delta s,$$

где $T_0 \sum_{i=1}^n \Delta s$ – суммарные изменения энтропии компонентов процесса переработки исходного сырья,

$\Delta s = (s_1 - s_0)$ – разность удельных энтропий продукта до и после влагоудаления, кДж/(кг·К).

Эксергетический баланс – это эксергия, необходимая для осуществления процесса влагоудаления из фосфолипидных эмульсий растительных масел в ротационно-пленочном аппарате, которая расходуется на изменение эксергии обрабатываемого продукта и на покрытие потерь, возникающих вследствие необратимости процесса нагрева, а также потерь, обусловленных действием окружающей среды при изменении давления. Сумму внутренних потерь эксергии представим в виде уравнения

$$\sum_{j=1}^4 E'_{nj} = \Delta E_{\text{тг}} + \Delta E_{\text{тм}} + \Delta E_{\text{тп}} + \sum_{i=1}^{\kappa} \Delta E_i,$$

где $\Delta E_{\text{тг}}$ – потери эксергии вследствие необратимости термодинамических изменений, кДж; $\Delta E_{\text{тм}}$ – потери эксергии вследствие необратимости тепло- и массообменных процессов между теплоносителем и дисперсным материалом в процессе обработки продукта, кДж; $\Delta E_{\text{тп}}$ – потери эксергии вследствие разбрызгивания исходного сырья и падения давления теплоносителя при подаче его в контрольную поверхность, кДж;

$\sum_{i=1}^{\kappa} \Delta E_i$ – суммарные неучтенные потери эксергии внутри контрольной поверхности, кДж.

Сумму внешних потерь эксергии представим в виде уравнения [5]

$$\sum_{j=1}^2 \Delta E''_{nj} = E''_0 + \Delta E_{\text{пв}},$$

где E''_0 – эксергия, отводимая от контрольной поверхности в результате теплообмена с окружающей средой, кДж; $\Delta E_{\text{пв}}$ – потери эксергии вследствие достижения продуктом равновесного состояния

с окружающей средой при его выгрузке от контрольной поверхности, кДж.

Входящие в эксергетический баланс величины рассчитываются следующим образом. В процессе влагоудаления из фосфолипидных эмульсий растительных масел в ротационно-пленочном аппарате происходит нагрев, испарение влаги и физико-химические изменения продукта.

Для систем, в которых состав рабочего вещества не меняется, анализ эффективности их работы основывается на расчете приращений эксергий этого вещества. В этом случае используется следующее соотношение для определения приращения эксергии вещества [1, 5]

$$\Delta e_1 = e_{1к} - e_{1н} = i_{1к} - i_{1н} - T_0(s_1 - s_0),$$

где $e_{1н}$ и $e_{1к}$ – удельная термическая эксергия продукта, соответственно, до и после влагоудаления, кДж/кг; $i_{1к}$ и s_1 – удельные энтальпия и энтропия фосфолипидной эмульсии после влагоудаления, кДж/кг, кДж/(кг·К); $e_{1н}$ и s_0 – удельные энтальпия и энтропия исходного сырья в состоянии, принятом за начало отсчета, кДж/кг, кДж/(кг·К).

Так как энтропия замкнутой системы может только увеличиваться, то из уравнения следует, что эксергия замкнутой системы уменьшается в случае обратимого изменения состояния.

Эксергия сырья в контрольной поверхности определяется максимальным количеством работы, которое возможно получить при его взаимодействии с окружающей средой. В процессе влагоудаления взаимодействие фосфолипидных эмульсий растительных масел в ротационно-пленочном аппарате с окружающей средой возможно по двум потенциалам: температуре и давлению. В процессе нагрева продукта химическая эксергия влаги и ее эксергия связи с продуктом не изменяются. Массовую долю эксергии, затрачиваемой на тепло- и массообменные процессы внутри контрольной поверхности, определим по уравнению Гюи–Стодолы [4, 5]

$$\Delta E_{пм} = T_0 \sum_{i=1}^n \Delta s_1,$$

где $\sum_{i=1}^n \Delta s_1$ – суммарное изменение энтропии всех веществ, участвующих в процессе влагоудаления,

определяемое по уравнению

$$\sum_{i=1}^n \Delta s_1 = \Delta s_1^{св} + \Delta s_1^{вп} = \bar{c}_1 \ln(T_{1к} / T_{1н}),$$

где $\Delta s_1^{св}$ и $\Delta s_1^{вп}$ – изменения энтропий, соответственно, безводной эмульсии и влаги продукта, кДж/(кг·°С); $T_{1н}$, $T_{1к}$ – изменения температуры, соответственно, в начале и в конце влагоудаления, °С.

Полезная эксергия состоит из эксергии исходного продукта и ее приращений при нагреве и физико-химическом изменении вещества.

Эксергия теплового потока

$$E_q = Q\theta_e,$$

где θ_e – эксергетическая температура, $\theta_e = (1 - T_0 / T)$.

Эксергия, отданная продуктом при его охлаждении, равна

$$E_0 = G_0(I_s - I_n - T_0(S_s - S_n)),$$

где G_0 – масса охлаждаемого продукта, кг; I_n , S_n – соответственно энтальпия и энтропия продукта на линии насыщения водяного пара при температуре окружающей среды T_0 .

Эксергетические потери вследствие падения давления при подаче продукта в контрольную поверхность процесса влагоудаления определяются по формуле

$$\Delta E_{np} = G_3' g \Delta H_p \frac{T_{3s}}{T_{3н}}$$

где G_3' – масса фосфолипидных эмульсий растительных масел в ротационно-пленочном аппарате, поступающая в контрольную поверхность, кг; ΔH_p – гидравлические потери, связанные с потерей давления, Па; T_{3s} и $T_{3н}$ – температура продукта в контрольной поверхности и на ее входе, °С.

Потери эксергии в окружающую среду найдем по уравнению [1, 2]

$$E_0 = Q_0(1 - T_0/T_3),$$

где Q_0 – массовая доля теплоты, потерянной в окружающую среду, кДж.

Величина эксергетических потерь вследствие достижения готовым продуктом равновесного состояния с окружающей средой при его выгрузке из контрольной поверхности, равна [2, 5]

$$\Delta E_{пв} = G_{1к} (i_{1к} - i_{1о} - T_0 \cdot \bar{c}_1^{кo} \ln T_{1к} / T_{1о}).$$

Определим величину эксергетического КПД, характеризующего эффективность рассматриваемого процесса преобразования энергии. На основании эксергетического баланса процесса эксергетический КПД процесса равен [11, 12, 13]

$$\eta = \sum_{i=1}^P E_k^{ni} / \sum_{i=1}^n E_n^{mi},$$

где $\sum_{i=1}^P E_k^{ni}$ – сумма полезной эксергии технологического процесса, кДж.

Суммарная полезная составляющая удельной эксергии

$$e_{\text{ползн } j}^c = \frac{E_{\text{ползн } j}^c}{G_{1Cj}''},$$

где $E_{\text{ползн } j}^c$ – полезная эксергия j – схемы, кДж; $E_{\text{ползн } j}^c = E_{1Cj}''$; G_{1Cj}'' – масса готового продукта на выходе из контрольной поверхности, кг.

Для испарения влаги при постоянной температуре необходимо совершить работу, равную теплоте дегидратации воды в соответствующем диапазоне изменения безводной эмульсии в продукте. Эксергия системы при этом изменяется по следующей зависимости

$$\Delta E = Q_{\text{дегидр}} \left(1 - \frac{T_0}{T} \right) - RT_0 \ln N_1,$$

где T – температура, при которой энергия Гиббса не изменяется вследствие взаимодействия между компонентами продукта, сопровождаемого тепловым эффектом °С; N – средняя мольная доля воды г/моль; $Q_{\text{дегидр}}$ – теплота дегидратации кДж.

В процессе выпаривания потери эксергии и работа, направленные на компенсацию снижения температурного потенциала пара за счет депрессий, определяются соотношением [1, 14, 15]

$$E \approx \eta T_0 \Delta t / T_k^2,$$

где η – термический КПД цикла Карно; Δt – полезная разность температур при выпаривании, °С; T_k – температура кипения, °С.

В процессе выпаривания расход эксергии на нагревание продукта до температуры кипения T_k

$$E_{\text{нагрев}} = G \cdot c (T_k - T_1) \left(1 - \frac{T_0}{T_k} \right),$$

где c – удельная теплоемкость начального продукта; G – удельный расход начального исходного сырья.

Для оценки эффективности работы ротационно-пленочного аппарата эксергетический КПД

определяется в виде отношения минимально необходимых (теоретических) затрат эксергии к фактическому расходу эксергии

$$\eta_e = \Delta E_n / \Delta E_\phi.$$

Если энергетический потенциал вторичных паров не используется, то их эксергию не рассматривают, и тогда

$$\eta_e = \frac{\Delta_\phi \left(1 + \frac{Q_{\text{дегидр}}}{r} \right)}{T_{\text{гр}} - T_0 \left(1 + \frac{Q_{\text{дегидр}}}{r} \right) \frac{T_k}{T_{\text{гр}}}} = \frac{\Delta_m}{\Delta t_{\text{общ}}} \cdot \frac{T_{\text{гр}}}{T_k},$$

где Δ_ϕ – физико-химическая депрессия; $\Delta_\phi = T_k - T_0 \rightarrow 0,01^{0\text{C}}, \lim_{T_{\text{расх}} \rightarrow T_k} \Delta_\phi \rightarrow 0$, где $T_{\text{гр}}$ – температура стенки при влагоудалении, °C. Поэтому, с учетом $\Delta t_{\text{общ}} = \Delta t + \Delta_\phi + \Delta' + \Delta''$ и $\Delta t = 1 / KF$,

$$\eta_e = \frac{\Delta_m}{\frac{1}{KF} + \Delta_\phi + \Delta' + \Delta''} = \left(\frac{T_{\text{гр}}}{T_k} \right),$$

где F – поверхность теплообмена, м²; K – коэффициент теплопередачи.

Из данного соотношения следует, что с ростом удельной поверхности нагрева ротационно-пленочного аппарата КПД эксергетический возрастает, приближаясь к предельной величине, равной отношению

$$\frac{\Delta T}{\Delta_\phi + \Delta' + \Delta''}.$$

Для определения эксергетических потерь процесса влагоудаления составим уравнение материального баланса ротационно-пленочного аппарата

$$G_{\text{эм}} = G_{\text{пар}} + G_{\text{гп}},$$

где приход: $G_{\text{эм}}$ – влажная фосфолипидная эмульсия, кг/ч; расход: $G_{\text{пар}}$ – испаренная влага, кг/ч; $G_{\text{гп}}$ – готовый фосфолипидный концентрат, кг/ч.

Составим материальный баланс аппарата по теплоносителю

$$G_{\text{пар}} = G_{\text{конд}},$$

где приход: $G_{\text{пар}}$ – греющий теплоноситель (пар), поступающий в аппарат, кг;

расход: $G_{\text{конд}}$ – отработанный сконденсированный теплоноситель, кг.

Составим тепловой баланс процесса влагоудаления из фосфолипидных эмульсий в ротационно-пленочном аппарате (рисунок 1)

$$Q_{\text{эм}} + Q_{\text{пар}} = Q_{\text{гп}} + Q_{\text{пг}} + Q_{\text{конд}} + Q_{\text{ос}},$$

где $Q_{\text{эм}}$ – теплота исходного продукта, поступающего в аппарат, кДж; $Q_{\text{пар}}$ – теплота греющего теплоносителя, кДж; $Q_{\text{гп}}$ – количество теплоты, уходящей вместе с готовым продуктом, кДж;

$Q_{\text{пг}}$ – поток теплоты, отводимый вместе с парогазовой смесью, кДж; $Q_{\text{конд}}$ – теплота отработанного конденсата, кДж; $Q_{\text{ос}}$ – потери теплоты уходящие в окружающую среду, кДж.

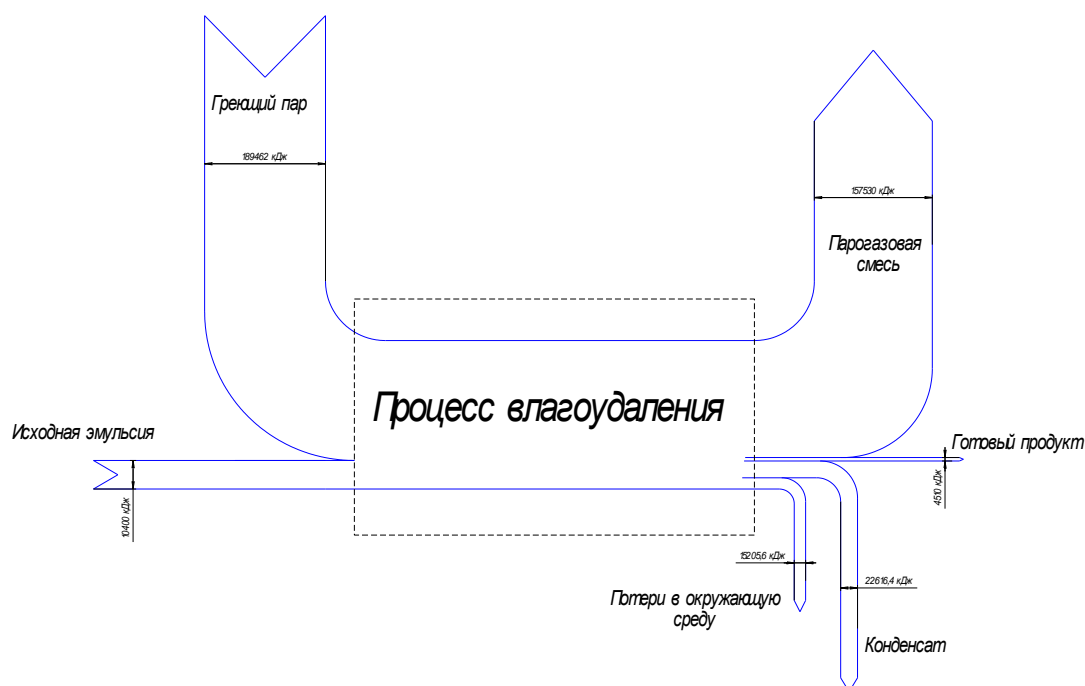


Рисунок 1 – Тепловой баланс

Теплота исходного продукта, поступающего в аппарат равна

$$Q_{эм} = G_{эм} \cdot c \cdot t, \text{ кДж},$$

где $G_{эм}$ – расход исходного продукта, кг; c – теплоемкость исходного продукта, Дж/кг·°С; t – температура исходного продукта, °С.

Теплота греющего теплоносителя

$$Q_{пар} = G_{пар} \cdot i = 162396 \text{ кДж},$$

где $G_{пар}$ – расход греющего пара, кг; i – энтальпия греющего пара, кДж/кг.

Сумма подведенной теплоты

$$\sum Q' = Q_{эм} + Q_{пар} = 199862 \text{ кДж}.$$

Расход, количество теплоты, уходящей вместе с готовым продуктом

$$Q_{гп} = G_{гп} \cdot c \cdot t, \text{ кДж},$$

где $G_{гп}$ – расход готового продукта, кг; c – теплоемкость готового продукта, выходящего из аппарата, Дж/(кг·°С); t – температура готового продукта, °С.

Поток теплоты, отводимый вместе с парогазовой смесью

$$Q_{пг} = G_{пг} \cdot i = 157530 \text{ кДж},$$

где $G_{пг}$ – расход парогазовой смеси, кг; i – энтальпия выходящей из аппарата парогазовой смеси, кДж/кг.

Теплота отработанного конденсата

$$Q_{конд} = G_{конд} \cdot i \text{ кДж},$$

где $G_{конд}$ – расход отработанного конденсата, кг; i – энтальпия конденсата, выходящего из паровой рубашки аппарата, кДж/кг.

Потери теплоты, уходящие в окружающую среду

$$Q_{ос} = 1525 \text{ кДж};$$

сумма отведенной теплоты

$$\sum Q'' = Q_{гп} + Q_{пг} + Q_{конд} + Q_{ос} = 199862 \text{ кДж}.$$

Тепловой баланс

Параметры	Обозначение	Количество теплоты Q , кДж
<i>приход</i>		
исходная эмульсия	$Q_{эм}$	10400
пар	$Q_{пар}$	189462
сумма подведенной теплоты	$\sum Q'$	199862
<i>расход</i>		
готовый продукт	$Q_{гп}$	4510
парогазовая смесь	$Q_{пг}$	157530
конденсат	$Q_{конд}$	22616,4
потери в окружающую среду	$Q_{ос}$	15205,6
сумма отведенной теплоты	$\sum Q''$	199862

Эксергетический баланс процесса влагоудаления из фосфолипидных эмульсий растительных масел в ротационно-пленочном аппарате

$$e_{инп} + e_{пар} = e_{пг} + e_{конд} + e_{гп} + e_{ос} + \sum \Delta e,$$

где: $e_{инп}$ – эксергия исходного продукта, кДж/кг; $e_{пар}$ – эксергия греющего пара, кДж/кг;

$e_{пг}$ – эксергия отводимой парогазовой смеси, кДж/кг; $e_{конд}$ – эксергия конденсата, отводимого из аппарата, кДж/кг; $e_{гп}$ – эксергия готового продукта, кДж/кг; $e_{ос}$ – поток эксергии, уходящий в окружающую среду, кДж/кг; $\sum \Delta e$ – суммарные внутренние потери эксергии от необратимости теплового процесса, кДж/кг.

Удельная эксергия исходного продукта, подаваемого в аппарат равна:

$$e'_{инп} = i_k - i_n - T_0 \cdot \bar{c} \cdot \ln \frac{T_k}{T_0} = 1,7 \text{ кДж/кг},$$

где i_n – энтальпия продукта при температуре, 20°C; i_k – энтальпия поступающего в аппарат продукта температурой, 40°C; \bar{c} – средняя теплоемкость продукта, кДж/(кг·°C); T_0 – температура окружающей среды, °C; T_k – температура продукта, входящего в аппарат, °C.

Абсолютная эксергия пара $E_{инп} = G_{инп} \cdot e'_{инп} = 170 \text{ кДж}$. Удельный поток эксергии греющего пара равен $e'_{пар} = i_k - i_n - T_0 \cdot \Delta S = 621,6 \text{ кДж/кг}$, где i_n – энтальпия воды при температуре 20°C;

i_k – энтальпия греющего водяного пара поступающего в аппарат температурой 120°C; ΔS – разность энтропий пара и воды, кДж/(кг·°C); T_0 – температура окружающей среды.

Абсолютная эксергия пара

$$E_{пар} = G_{пар} \cdot e'_{пар} = 37298 \text{ кДж},$$

где $G_{пар}$ – расход греющего пара, кг/ч.

Эксергия пара, расходуемая на 100 килограмм продукта равна

$$e_{пар} = \frac{E_{пар}}{G_{инп}} = 37,3 \text{ кДж/кг}.$$

Удельный поток эксергии, выходящей из аппарата парогазовой смеси, равен

$$e'_{\text{пг}} = i_k - i_n - T_0 \cdot \Delta S = 446,5 \text{ кДж/кг},$$

где i_n – энтальпия сконденсированных газов и паров при температуре 20°C; i_k – энтальпия выходящей из аппарата парогазовой смеси температурой 90°C; ΔS – разность энтропий парогазовой смеси и конденсата, кДж/(кг·°C); T_0 – температура окружающей среды, °C.

Абсолютная эксергия парогазовой смеси $E_{\text{пг}} = G_{\text{пг}} \cdot e'_{\text{пг}} = 26343,5$ кДж, где $G_{\text{пг}}$ – расход парогазовой смеси, кг/ч.

Эксергия парогазовой смеси, выходящей из 100 килограмм продукта, равна $e_{\text{пг}} = \frac{E_{\text{пг}}}{G_{\text{пг}}} = 263,4$ кДж/кг.

Удельный поток эксергии, выходящего из аппарата отработанного конденсата, равен

$$e'_{\text{конд}} = i_{\text{конд}} - i_n - T_0 \cdot \Delta S = 31,48 \text{ кДж/кг},$$

где i_n – энтальпия воды при температуре 20°C; $i_{\text{конд}}$ – энтальпия выходящего из аппарата отработанного конденсата, температурой 90°C; ΔS – разность энтропий конденсата и холодной воды, кДж/(кг·°C); T_0 – температура окружающей среды, °C.

Абсолютная эксергия сконденсированной воды равна $E_{\text{конд}} = G_{\text{конд}} \cdot e'_{\text{конд}} = 1888,8$ кДж, где $G_{\text{конд}}$ – расход конденсата, кг/ч.

Эксергия выходящего из аппарата отработанного теплоносителя при обработке 100 кг продукта:

$$e_{\text{конд}} = \frac{E_{\text{конд}}}{G_{\text{пг}}} = 18,9 \text{ кДж/кг}.$$

Удельная эксергия выходящего из аппарата готового продукта

$$e'_{\text{гп}} = i_k - i_n - T_0 \cdot \bar{c} \cdot \ln \frac{T_k}{T_0} = 3,16 \text{ кДж/кг},$$

где i_n – энтальпия продукта при температуре, 20°C; i_k – энтальпия выходящего из аппарата продукта температурой, 50°C; \bar{c} – средняя теплоемкость продукта, кДж/кг °C; T_0 – температура окружающей среды, °C; T_k – температура продукта, выходящего в аппарата, °C.

Абсолютная эксергия готового продукта $E_{\text{гп}} = G_{\text{гп}} \cdot e'_{\text{гп}} = 129,56$ кДж, где $G_{\text{гп}}$ – количество готового продукта выходящего из аппарата, кг/ч.

Эксергия выходящего из аппарата готового продукта при обработке 100 кг исходного сырья

$$e_{\text{гп}} = \frac{E_{\text{гп}}}{G_{\text{пг}}} = 1,3 \text{ Дж/кг}.$$

Поток абсолютной эксергии, уходящий в окружающую среду

$$E_{\text{ос}} = Q_{\text{ос}} \left(1 - \frac{T_0}{T_{\text{cp}}} \right) = 2564,94 \text{ кДж},$$

где $Q_{\text{ос}}$ – количество теплоты уходящей в окружающую среду, кДж; T_0 – температура окружающей среды, °C; T_{cp} – средняя температура внутри аппарата, °C;

потери эксергии в окружающую среду при обработке 100 килограмм исходного сырья

$$e_{\text{ос}} = \frac{E_{\text{ос}}}{G_{\text{пг}}} = 25,85 \text{ кДж/кг}.$$

Из уравнения эксергетического баланса находим суммарные внутренние потери абсолютной эксергии от необратимости теплового процесса при обработке 100 килограммов исходного сырь

$$\sum \Delta E \text{ кДж}; \sum \Delta e = \frac{\sum \Delta E}{G_{\text{ип}}} = 65,21 \text{ кДж/кг, что составляет } 17,4\%.$$

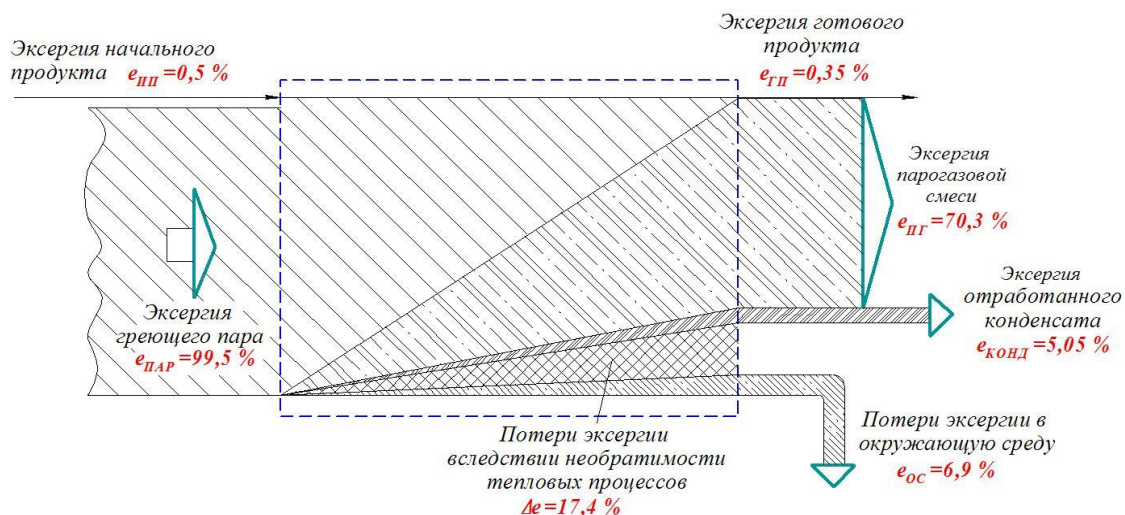


Рисунок 2 – Эксергетическая диаграмма контрольной поверхности ротационно-пленочного аппарата для влагоудаления из фосфолипидных эмульсий растительных масел

Выводы

В результате выполнения термодинамической оценки процесса влагоудаления из фосфолипидных эмульсий растительных масел в ротационно-пленочном аппарате с целью получения полной информации о процессе были составлены тепловые и эксергетические балансы тепломассообменных процессов и проведен тепловой и эксергетический анализ. Эксергетический баланс процесса влагоудаления из фосфолипидных эмульсий в ротационно-пленочном аппарате выполнен по методике, в соответствии с которой он рассматривался в виде теплотехнологической системы (рисунок 2), условно отделенной от окружающей среды замкнутой контрольной поверхностью.

Для оценки эффективности процесса влагоудаления из фосфолипидных эмульсий использован тепловой, эксергетический и энтропийный анализ. Определены материальные потоки контрольной поверхности влагоудаления, поскольку все эксергетические превращения осуществляются при взаимодействии этих потоков. Основные потери эксергии происходят из-за необратимости процессов влагоудаления вследствие фазового превращения влаги, перепада давления в ротационно-пленочном аппарате. В процессе влагоудаления из фосфолипидных эмульсий растительных масел отводится пар и конденсат, составляющий в тепловом балансе 90,13%, а в эксергетическом – около 75,35%. Суммарные потери эксергии при влагоудалении из фосфолипидных эмульсий растительных масел в ротационно-пленочном аппарате в контрольной поверхности составляют 17,4%. Предлагаемый процесс обладает более высокими эксергетическим и тепловым КПД по сравнению с известным процессом.

Литература

1. Бродянский В.М., Фратшер В., Михалек К. Эксергетический анализ и его приложения. М.: Энергоатомиздат, 1988. 288 с.
2. Сажин Б.С., Булеков А.П. Эксергетический метод в химической технологии. М.: Химия, 1992. 208 с.
3. Бродянский В.М. Эксергетический метод термодинамического анализа. М.: Энергия, 1973. 296 с.

4. Александров А.А. Термодинамические основы циклов теплоэнергетических установок. М.: МЭИ, 2006. 158 с.
5. Алексеев Г.Н. Энергоэнтропика. М.: Знание, 1983. 192 с.
6. Алтайулы С. Повышение эффективности теплообмена в процессе сушки фосфатидных эмульсий подсолнечных масел в роторно-пленочных аппаратах // Процессы и аппараты пищевых производств. 2011. № 1.
7. Алтайулы С. Анализ эффективности теплообмена в ротационно-пленочном сушильном аппарате // Вестник Воронеж. гос. технол. акад. 2010. № 1. С. 29–32.
8. Алтайулы С., Антипов С.Т. Оценка точности и устойчивости функционирования процесса сушки фосфолипидных эмульсий подсолнечных масел // Масложирова промышленность. 2011. № 3. С. 34–38.
9. Алтайулы С. Резервы энергосбережения в процессе сушки фосфолипидной эмульсии растительных масел // Процессы и аппараты пищевых производств. 2011. № 2. С. 20–26.
10. Алтайулы С., Антипов С.Т., Шевцов А.А., Шахов С.В. Способ управления процессом удаления влаги выпариванием из фосфолипидной эмульсии подсолнечного масла в ротационно-пленочном аппарате: пат. 2465031 Российская Федерация. 2012. Бюл. № 30. 11 с.
11. Михайлов С.Н., Чиркунов Э.В., Кузнецова И.М., Харлампиди Х.Э., Иванов Б.Н., Воробьев Е.С. Энергоэкономические аспекты химическо-технологических систем: учебное пособие. Казань: КГТУ, 2000. 114 с.
12. Кручинин М.И., Шадрина Е.М. Теоретические основы энерго- и ресурсосбережения. Эксергетический анализ теплообменных аппаратов: учеб. пособие. Иваново: Иван. гос. хим. -технол. ун-т, 2007. 44 с.
13. Степанова Т.Б., Старикова Н.В. Эксергетический метод анализа и его приложение в энергетических исследованиях // Вопросы естествознания. 2014. № 3(4). С. 60–68.
14. Dincer A.I., Cengel Y.A. Energy, entropy and exergy concepts and their roles in thermal engineering. *Entropy* 2001. no. 3(3), pp. 116–149.
15. Grubbström, Robert W. On the exergy content of an isolated body in thermodynamic disequilibrium. *International Journal of Energy Optimization and Engineering*. 2012, no. 1, pp. 1–18.

References

1. Brodyanskii V.M., Fratsher V., Mikhalek K. *Eksergeticheskii analiz i ego prilozheniya* [Exergy analysis and its applications]. Moscow, Energoatomizdat Publ., 1988. 288 p.
2. Sazhin B.S., Bulekov A.P. *Eksergeticheskii metod v khimicheskoi tekhnologii* [Exergy method in chemical technology]. Moscow, Chemistry Publ., 1992, 208 p.
3. Brodyanskii V.M. *Eksergeticheskii metod termodinamicheskogo analiza* [Exergic method of thermodynamic analysis]. Moscow, Energy Publ., 1973, 296 p.
4. Aleksandrov A.A. *Termodinamicheskie osnovy tsiklov teploenergeticheskikh ustanovok* [Thermodynamic fundamentals cycles of thermal power plants]. Moscow, MEI Publ., 2006, 158 p.
5. Alekseev G.N. *Energoentropika*. Moscow, Knowledge Publ., 1983, 192 p.
6. Altaiuly S. Povyshenie effektivnosti teploobmena v protsesse sushki fosfatidnykh emul'sii podsolnechnykh masel v rotno-plenochnykh apparatakh [Improving the efficiency of heat transfer during drying phosphatide emulsion of sunflower oil in a rotor-film devices]. *Processes and devices of food manufactures*. 2011, no. 1.
7. Altaiuly S. Analiz effektivnosti teploobmena v rotatsionno-plenochnom sushil'nom apparate [Analysis of the efficiency of heat transfer in rotary film dryer]. *Journal of Voronezh state tehnol. acad.* 2010, no. 1, pp. 29–32.
8. Altaiuly S., Antipov S.T. Otsenka tochnosti i ustoichivosti funktsionirovaniya protsessa sushki fosfolipidnykh emul'sii podsolnechnykh masel [Evaluation of the accuracy and stability of the operation of the drying process phospholipid emulsions sunflower oils]. *Fats industry*. 2011, no. 3, pp. 34–38.
9. Altaiuly S. Rezervy energosberezheniya v protsesse sushki fosfolipidnoi emul'sii rastitel'nykh masel [Provisions of energy saving in the process of drying the phospholipid emulsion of vegetable oils]. *Processes and devices of food manufactures*. 2011, no. 2, pp. 20–26.
10. Altaiuly S., Antipov S.T., Shevtsov A.A., Shakhov S.V. *Sposob upravleniya protsessom udaleniya vlagi vyparivaniem iz fosfolipidnoi emul'sii podsolnechnogo masla v rotatsionno-plenochnom apparate* [A method of controlling a moisture removal process by evaporation of phospholipid emulsion sunflower oil rotary film unit]. Patent RF no. 2465031, 2012.

11. Mikhailov S.N., Chirkunov E.V., Kuznetsova I.M., Kharlampidi Kh.E., Ivanov B.N., Vorob'ev E.S. *Energoekonomicheskie aspekty khimicheskko-tehnologicheskikh sistem* [Energy-economic aspects of chemical-technological systems]. Textbook. Kazan, KSTU Publ., 2000, 114 p.
12. Kruchinin M.I., Shadrina E.M. *Teoreticheskie osnovy energo- i resursosberezheniya. Eksergeticheskii analiz teploobmennykh apparatov* [Theoretical Foundations of saving energy and resources. Exergy analysis of heat exchangers]. Textbook. Ivanovo, Ivan. state. chemical.-tehnol. univ. Publ., 2007, 44 p.
13. Stepanova T.B., Starikova N.V. Eksergeticheskii metod analiza i ego prilozhenie v energeticheskikh issledovaniyakh [Exergy analysis method and its application in energy research]. *Questions of science*. 2014, no. 3(4), pp. 60–68.
14. Dincer A.I., Cengel Y.A. Energy, entropy and exergy concepts and their roles in thermal engineering. *Entropy* 2001. no. 3(3), pp. 116–149.
15. Grubbström, Robert W. On the exergy content of an isolated body in thermodynamic disequilibrium. *International Journal of Energy Optimization and Engineering*. 2012, no. 1, pp. 1–18.

Статья поступила в редакцию 16.12.2015