





Эксергетический анализ технологии получения биодизельного топлива из рапсового масла

Александр Н. Остриков ¹	oan@vsuet.ru	 0000-0002-2335-0017
Александр А. Шевцов ³	shevalol@rambler.ru	 0000-0001-5745-8301
Татьяна Н. Тертычная ²	tertychnaya777@ya.ru	 0000-0001-8185-3424
Наталья А. Сердюкова ³	nata29m@mail.ru	 0000-0002-9700-6825

¹ Воронежский государственный университет инженерных технологий, пр-т Революции, 19, г. Воронеж, 394036, Россия





² Воронежский государственный аграрный университет имени императора Петра, № 1, ул. Мичурина, 394087, г. Воронеж, Россия

³ Военный учебно-научный центр Военно-воздушных сил «Военно-воздушная академия имени профессора Н.Е. Жуковского и Ю.А. Гагарина», ул. Старых Большевиков, 54а, г. Воронеж, 394064, Россия

Аннотация. Анализ резервов эффективности наиболее перспективных технологий получения биодизельного топлива показал целесообразность реализации технологического цикла в следующей последовательности: сначала переэтерификация растительного масла сверхкритическим спиртом, затем флюидная сверхкритическая CO₂-экстракция охлажденной реакционной смеси; ее сепарирование в поле центробежных сил для отделения глицерина от целевого продукта, и далее отделение диоксида углерода газожидкостной сепарацией с получением очищенного биодизельного топлива и возвратом диоксида углерода на стадию экстракции. В соответствии с методологией эксергетического анализа рассмотрено влияние на систему внутренних и внешних энергетических потерь. В суммарное количество внутренних эксергетических потерь, связанных с необратимостью любых реальных процессов, входили потери от конечной разности температур в результате рекуперативного теплообмена между материальными и тепловыми потоками, а также гидравлические потери, обусловленные внезапным увеличением удельного объема теплоносителя при его поступлении из трубопровода в рабочие объемы аппаратов. Внешние потери связаны с условиями сопряжения системы с окружающей средой. Они обусловлены отличием температуры теплоносителей от температуры окружающей среды, несовершенством тепловой изоляции оборудования и сбросом конденсата. Эксергетический анализ показал, что эксергетический КПД для технологии получения биодизельного топлива в сверхкритических условиях с применением ПЭХМ составляет 52,62%, что на 15–20% выше, чем у известных технологий. Это характеризует предложенную технологию как теплотехнологическую систему с высокой степенью термодинамического совершенства, что было достигнуто за счет организации работы в замкнутых термодинамических циклах и использования отработанных теплоносителей.

Ключевые слова: эксергетический анализ, биодизельное топливо, энергетическая эффективность, эксергетическая мощность

Exergetic analysis of the production technology of biodiesel from rapeseed oil

Alexander N. Ostrikov ¹	oan@vsuet.ru	 0000-0002-2335-0017
Alexander A. Shevtsov ³	shevalol@rambler.ru	 0000-0001-5745-8301
Tatyana N. Tertychnaya ²	tertychnaya777@ya.ru	 0000-0001-8185-3424
Natalya A. Serdyukova ³	nata29m@mail.ru	 0000-0002-9700-6825

¹ Voronezh State University of Engineering Technologies, 19, Revolution av., 394036, Voronezh, Russia

² Voronezh State Agrarian University named after Emperor Peter the Great, 1, Michurina street, 394087, Voronezh, Russia

³ Military Training and Scientific Center of the Air Force "Air Force Academy named after Professor N.E. Zhukovsky and Yu.A. Gagarina", st. Old Bolsheviks, 54a, Voronezh, 394064, Russia

Abstract. Analysis of the efficiency reserves of the most promising technologies for biodiesel production showed the feasibility of implementing the technological cycle in the following sequence: first, the transesterification of vegetable oil with supercritical alcohol, then the fluid supercritical CO₂ extraction of the cooled reaction mixture; its separation in the field of centrifugal forces to separate glycerol from the target product, and then the separation of carbon dioxide by gas-liquid separation to obtain purified biodiesel and return carbon dioxide to the extraction stage. In accordance with the methodology of exergetic analysis, the influence of internal and external energy losses on the system is considered. The total number of internal exergetic losses associated with the irreversibility of any real processes included losses from the final temperature difference as a result of recuperative heat exchange between material and heat flows, as well as hydraulic losses caused by a sudden increase in the specific volume of the coolant when it enters the operating volumes of the devices from the pipeline. External losses are related to the conditions of the system interface with the environment. They are caused by the difference between the temperature of heat carriers and the ambient temperature, imperfect thermal insulation of equipment and condensate discharge. Exergetic analysis has shown that the exergetic efficiency for the technology of biodiesel production in supercritical conditions using steam-ejection refrigerating machine is 52.62%, which is 15–20% higher than that of known technologies. This characterizes the proposed technology as a heat-technological system with a high degree of thermodynamic perfection, which was achieved by organizing work in closed thermodynamic cycles and using exhausted heat carriers.

Keywords: exergetic analysis, biodiesel, energy efficiency, exergetic capacity

Для цитирования

Остриков А.Н., Шевцов А.А., Тертычная Т.Н., Сердюкова Н.А. Эксергетический анализ технологии получения биодизельного топлива из рапсового масла // Вестник ВГУИТ. 2020. Т. 82. № 1. С. 252–261. doi:10.20914/2310-1202-2020-1-252-261

For citation

Ostrikov A.N., Shevtsov A.A., Tertychnaya T.N., Serdyukova N.A. Exergetic analysis of the production technology of biodiesel from rapeseed oil. *Vestnik VGUIT* [Proceedings of VSUET]. 2020. vol. 82. no. 1. pp. 252–261. (in Russian). doi:10.20914/2310-1202-2020-1-252-261

This is an open access article distributed under the terms of the Creative Commons Attribution 4.0 International License

Введение

Современные тенденции в развитии теоретических основ комплексной переработки растительного масла подготовили условия для научного подхода к созданию новых энергосберегающих технологий производства биодизельного топлива в замкнутых термодинамических циклах по материальным и энергетическим потокам при наиболее рациональных с энергетической точки зрения схемах подключения тепловых насосов (ТН). Эффективное замещение в системах теплоснабжения ископаемых видов топлива на теплоту возобновляемых и вторичных источников посредством ТН является одним из важнейших принципов энергосбережения и охраны окружающей среды.

Разработке предложений по экономии энергии и повышению качества целевых продуктов при переработке масличного сырья предшествовали системные исследования [1, 2], направленные на изучение принципиальных вопросов организации теплотехнологических процессов в технологии получения биодизельного топлива.

Особенность предлагаемой технологии заключается в проведении реакции переэтерификации растительного масла спиртом в сверхкритических условиях, обеспечивающих высокую конверсию растительного масла в биотопливо (> 95%), и отделение биодизельного топлива от глицерина флюидной сверхкритической CO₂-экстракцией с применением теплового насоса.

Сверхкритическая флюидная экстракция (СКФ-экстракция) основана на уникальных свойствах растворителя (углекислого газа) экстрагировать при определенных (сверхкритических) термодинамических параметрах растворимые компоненты. Главной характеристикой сверхкритических флюидов является отсутствие фазового перехода жидкость-пар (газ) и возможность непрерывного изменения плотности, вязкости и других свойств гомогенного флюида в широких пределах при изменении давления, что позволяет влиять на свойства диоксида углерода как растворителя. Находясь в сверхкритическом состоянии флюид представляет собой нечто промежуточное между жидкостью и газом. Он может сжиматься как газ (обычные жидкости практически несжимаемы) и, в тоже время, способен растворять вещества, что газам не свойственно [3–6].

Материалы

Технологическая схема получения биодизельного топлива (рисунок 1) содержит напорные емкости для сырья 1 и спирта 2, насосы высокого давления 3, 4, 28, 38; заслонки 5, 39–43; реактор переэтерификации непрерывного действия 6 со змеевиком 7 и лопастной мешалкой 8, перекачивающий

насос 9; сборник продуктов реакции переэтерификации 10; сверхкритический флюидный CO₂-экстрактор 11 с насадкой 12 и распределительным устройством 13; рекуперативные теплообменники 14–17; вакуум-насос 18; тарельчатый сепаратор 19; вертикальный газожидкостный сепаратор 20 с наклонными полками 21, каплеуловителем 22 и предохранительным клапаном 23; отстойник непрерывного действия для отделения воды от биодизельного топлива 24; двухступенчатый компрессор 25; испаритель холодильного агрегата 26 и резервуар для сжиженного диоксида углерода 27, установленные в линии возврата диоксида углерода; парогенераторный тепловой насос, включающий парогенератор 29 с электронагревательными элементами 30 и предохранительным клапаном 31, паро-паровой эжектор 32, испаритель 33, холодоприемник 34 с насосом рециркуляции хладагента 35; терморегулирующий вентиль 36; сборник конденсата 37; линии подачи и отвода материальных и тепловых потоков: 1.1 – растительного масла; 1.2 – спирта; 1.3 – смесь продуктов реакции переэтерификации; 1.4 – паров избыточного спирта; 1.5 – избыточного спирта; 1.6 – биодизельной гомогенной смеси; 1.7 – биодизельной эмульсии; 1.8 – биодизельной смеси с парами диоксида углерода; 1.9 – глицерина; 1.10 – биодизельного топлива с содержанием воды; 1.11 – очищенного биодизельного топлива; 1.12 – воды; 1.13 – паров диоксида углерода, 1.14 – сжиженного диоксида углерода, 1.15 – нагретого сжиженного диоксида углерода; 2.1 – высокопотенциального пара; 2.2 – эжектируемого низкопотенциального пара; 2.3 – рециркуляции воды через холодоприемник; 2.4 – рабочего пара; 2.5 – отработанного пара; 2.6 – конденсата; 3.1 – холодной воды; 3.2 – отработанной воды; 4.1 – жидкого хладагента; 4.2 – паров хладагента.

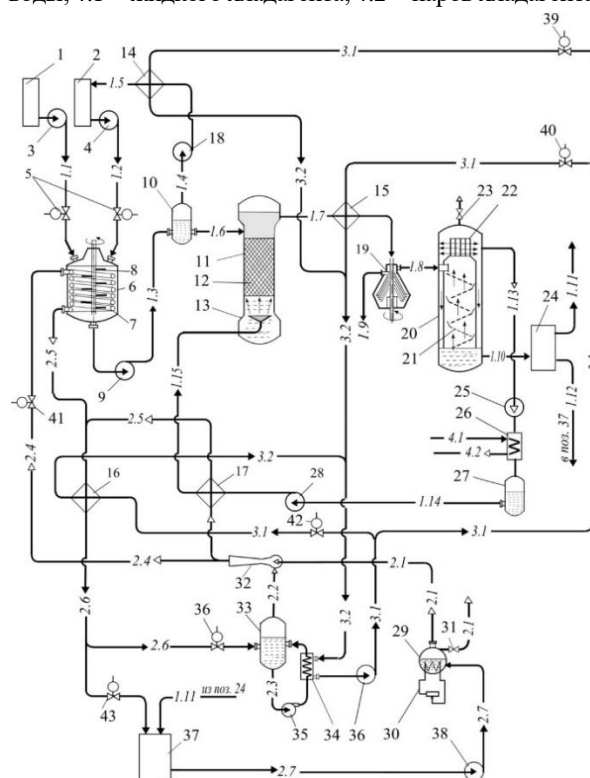


Рисунок 1. Технологическая схема получения биодизельного топлива

Figure 1. Technological workflow of biodiesel fuel production

В реакторе 6 создают необходимые условия для реакции переэтерификации растительного масла спиртом при температуре 250–280 °С и давлении 15–17 МПа. При этом смесь в реакторе перемешивается до гомогенного состояния и нагревается до сверхкритического состояния спирта благодаря наличию змеевика, в который подается рабочий пар с температурой 260–290 °С. Заслонки 5 и 41 поддерживают давление и стабильность сверхкритических условий в рабочем объеме реактора.

Смесь продуктов реакции переэтерификации перекачивающим насосом 9 отводится из реактора 6 в сборник продуктов реакции переэтерификации 10. Пары избыточного спирта с помощью вакуум-насоса 18 отводятся в рекуперативный теплообменник 14, конденсируются и избыточный спирт возвращается в резервуар для спирта 2. За счет перепада давления полученная биодизельная гомогенная смесь из сборника продуктов реакции переэтерификации 10 подается в сверхкритический флюидный CO₂-экстрактор 11 с насадкой 12 и распределительным устройством 13.

Насадка 12 увеличивает поверхность контакта фаз, а, следовательно, скорость массопереноса при перемешивании фаз в системе жидкость-жидкость. Сжиженный диоксид углерода диспергирует с помощью распределительного устройства 13 в потоке сплошной гомогенной смеси, перемещающейся под действием гравитационных сил.

Экстрагирование с помощью диоксида углерода, находящегося в сверхкритических условиях, обеспечивает извлечение из растительного сырья полный спектр биологически активных соединений.

Технологический цикл получения биодизельного топлива реализуется следующим образом. Из напорных емкостей 1 и 2 насосами высокого давления 3 и 4 подают в заданном соотношении 1: 10 – 1:15 растительное масло и спирт в реактор переэтерификации непрерывного действия 6 со змеевиком 7, расположенным на внутренней поверхности, и лопастью мешалкой 8.

Полученная биодизельная эмульсия из экстрактора 11 отводится в рекуперативный теплообменник 15, в котором охлаждается до температуры 20–30 °С и подается в тарельчатый сепаратор 19 для отделения глицерина от биодизельной смеси в поле центробежных сил. Глицерин отводится, а биодизельная смесь с парами диоксида углерода подается в вертикальный газожидкостный сепаратор 20 с наклонными полками 21, каплеуловителем 22 и предохранительным клапаном 23; при этом отделение паров диоксида углерода от биодизельной смеси осуществляется при свободном испарении методом газожидкостного сепарирования. Биодизельное топливо стекает по наклонным полкам 21 в нижнюю часть сепаратора 20, углекислый газ поднимается вверх и удаляется из биодизельного топлива простым испарением. Каплеуловитель 22 служит для отделения капель биодизельного топлива, которые по дренажной трубе стекают вниз сепаратора. При отклонении избыточного давления в газожидкостном сепараторе от заданного значения срабатывает предохранительный клапан 23.

Пары диоксида углерода отводятся из газожидкостного сепаратора 20 и подвергаются компрессионному сжатию в двухступенчатом компрессоре 25 до давления 15 МПа и конденсируются их при температуре минус 40 °С в испарителе 26 холодильного агрегата, в который подают хладагент.

Сжиженный диоксид углерода отводится в резервуар 27 и насосом высокого давления 28 подается в теплообменник рекуператор 17, в котором нагревается до сверхкритической температуры и направляется в сверхкритический флюидный CO₂-экстрактор 11 в режиме замкнутого цикла.

Биодизельное топливо с содержанием воды после газожидкостного сепаратора 20 отводится в отстойник 24, где из него удалится вода посредством непрерывного отстаивания по плотности тяжелой и легкой фаз. Таким образом, получается очищенное биодизельное топливо, а вода из отстойника 24 направляется в сборник конденсата 37.

Для подготовки энергоносителей разного температурного потенциала используется паро-эжекторный тепловой насос. В парогенераторе 29 с электронагревательными элементами 30 вырабатывается высокопотенциальный пар и под давлением 2,0–2,5 МПа подается в сопло паро-парового эжектора 32, эжектируя при этом низкопотенциальный пар из испарителя 33, создавая в нем пониженное давление 0,0009–0,001 МПа и температуру 4–7 °С.

В качестве хладагента используется вода, циркулирующая через холодоприемник 34 с помощью насоса 35.

Кинетическая энергия смеси высокопотенциального и низкопотенциального паров в диффузоре эжектора преобразуется в тепловую энергию рабочего пара, выходящего из эжектора с давлением 15 МПа и температурой 280 °С. Поток рабочего пара 2.4 разделяется на две части, одна из которых подается в змеевик реактора 6 для создания сверхкритических условий реакции переэтерификации, а другая в рекуперативный теплообменник 17 для нагрева сжиженного диоксида углерода до сверхкритической температуры.

Отработанный рабочий пар после реактора 6 и рекуперативного теплообменника 17 подается в рекуперативный теплообменник 16, охлаждается до температуры конденсации, и часть образовавшегося конденсата отводится через терморегулирующий вентиль 36 на пополнение уровня воды в испарителе 33, а другая часть конденсата направляется в сборник конденсата 37.

Непрерывно из сборника конденсата 37 с помощью насоса высокого давления 38 отводится вода на пополнение уровня воды в парогенераторе 29 с образованием замкнутого цикла.

При увеличении давления пара в парогенераторе 29 выше допустимого срабатывает предохранительный клапан 31, осуществляющий сброс давления.

Подготовка холодной воды с температурой 6–9 °С осуществляется в холодоприемнике 34 паро-эжекторного теплового насоса за счет рекуперативного теплообмена с водой и направляется в рекуперативные теплообменники 14–16 соответственно для конденсации паров спирта, охлаждения биодизельной суспензии перед тарельчатым сепаратором 19,

конденсации отработанного пара; потоки отработанной воды после рекуперативных теплообменников 14–16 объединяются и возвращаются в холодоприемник 34 в режиме замкнутого цикла.

Технология получения биодизельного топлива из растительного масла реализована на экспериментальной линии производительностью 300 л/ч по исходному рапсовому маслу в производственных условиях.

Энергоэффективные режимы технологических процессов в области допустимых свойств осуществлялись с помощью пароежекторного теплового насоса со следующими параметрами:

Холодопроизводительность, кВт	20
Температура кипения:	
– в испарителе, °С	4
– в парогенераторе, °С	110
Температура рабочего пара на входе в змеевик реактора, °С	280
Коэффициент эжекции	6
Площадь теплообменной поверхности холодоприемника, м ²	8
Коэффициент теплопередачи холодоприемника, Вт/м ² ·°С	92
Площадь теплообменной поверхности, м ² :	
– змеевика реактора	6
– рекуперативного теплообменника для нагревания сжиженного диоксида углерода	4
Хладагент	вода

Результаты и обсуждения

Важнейшим инструментом оценки термодинамической эффективности сложных технологических систем, к которым в полной мере относится технология получения биодизельного топлива, является эксергетический анализ, основанный на методике Бродянского [9, 10], в соответствии с моделью окружающей среды Шаргута [11].

Для определения энергетической эффективности технологическая система условно отделена от окружающей среды замкнутыми контрольными поверхностями (рисунок 2).

В качестве абсолютного эксергетического параметра, используемого в расчетах, выбрана эксергетическая мощность P_e , кДж/ч, учитывающая энергию материальных и тепловых потоков.

Изменение эксергии по каждой контрольной поверхности технологической системы, состоящей из классических необратимых процессов с течением времени, определяется по формуле [9]:

$$\sum_{i=1}^n E_i^3 = \sum_{k=1}^l E_k^3 + \sum_{j=1}^m D_j, \quad (1)$$

где $\sum_{i=1}^n E_i^3$ – суммарная эксергия вводимых в контрольную поверхность материальных и энергетических потоков; $\sum_{i=1}^l E_i^3$ – суммарная эксергия выводимых из контрольной поверхности полезных материальных и энергетических потоков; $\sum_{j=1}^m D_j = T_0 \cdot \Delta S$ – суммарные эксергетические потери (уравнение Гюи-Стодолы); $i = (1; n)$ – количество вводимых материальных и энергетических потоков; $k = (1; l)$ – количество

выходящих полезных потоков; $j = (1; m)$ – количество эксергетических потерь.

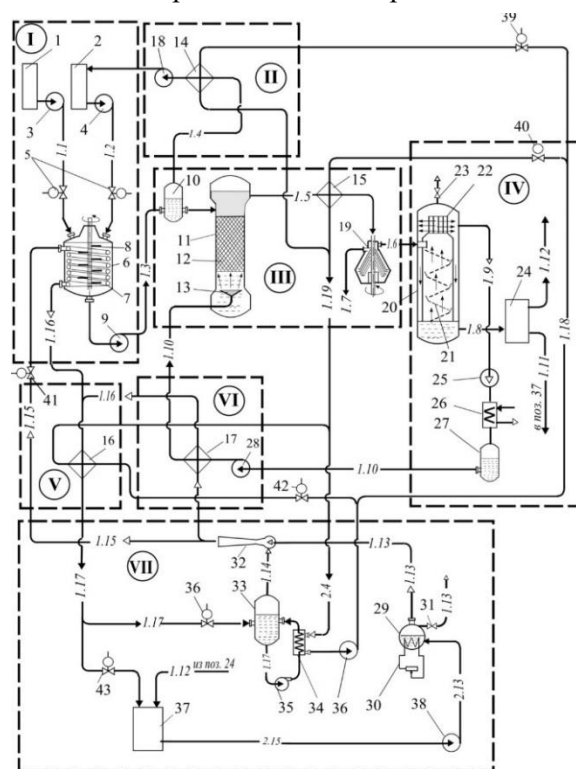


Рисунок 2. Контрольные поверхности технологической системы

Figure 2. Technological workflow reference surface

Соотношение (1) для рассматриваемой технологической линии получения биодизельного топлива в сверхкритических условиях производительностью 300 л/ч в следующем виде:

$$E_1 + E_2 + \sum E^{en} = E_3 + E_4 + E_5 + \sum D^i + \sum D^e, \quad (2)$$

где слагаемые этого уравнения – эксергетическая мощность (кДж/ч): исходных семян рапса E_1 , этилового спирта E_2 , суммарная эксергия, вводимая в систему с электроэнергией для работы приводов машин $\sum E^{en}$; эксергетическая мощность, выводимая из системы с глицерином E_3 , с водой E_4 , и чистым биодизельным топливом E_5 ; сумма потерь эксергии в результате необратимости процессов, происходящих внутри контрольной поверхности $\sum D^i$; сумма потерь эксергии во внешнюю среду $\sum D^e$.

Уравнение (2) отражает изменение эксергии теплотехнологической системы за счет ввода рапсового масла, спирта, подвода электроэнергии к приводам насосов и ТЭНам парогенератора; покрытия потерь, возникающих вследствие необратимости процессов перегонки, флюидной CO_2 -экстракции, сепарации, рекуперативного теплообмена при получении целевых и промежуточных продуктов; изменения их теплотехнических свойств; компенсации потерь, обусловленных действием окружающей среды.

Распределение потоков (рисунок 3) и их обозначение (таблица 1) легли в основу расчета эксергетического КПД.

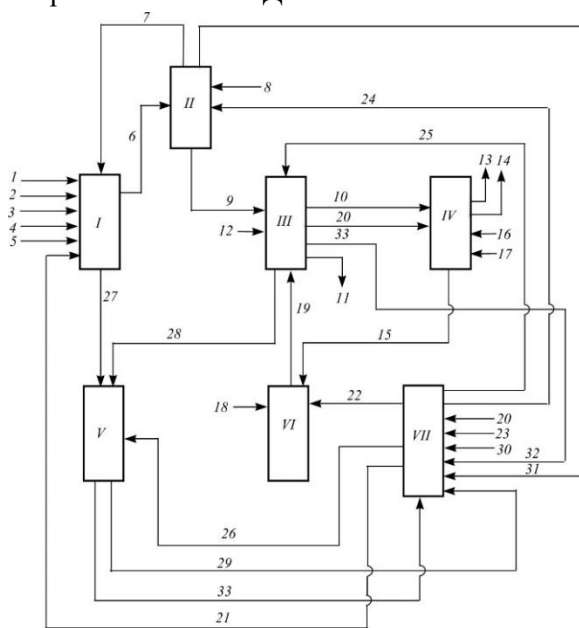


Рисунок 3. Распределение материальных и энергетических потоков технологической системы получения биодизельного топлива

Figure 3. Distribution of material and energy flows of technological system of biodiesel production

Эксергия вводимых в систему внешних материальных потоков: исходного растительного масла E_1^H , спирта E_2^H , находящихся в термодинамическом равновесии с окружающей средой, равна нулю, поэтому исключается из баланса.

Эксергия вещества в потоке зависит от вида энергетических взаимодействий с окружающей средой и характеризуется температурой, давлением и химическим потенциалом [10].

Термической составляющей эксергии обладают потоки, имеющие температуру выше принятой для окружающей среды (293,13 K). Удельную термическую эксергию вычисляли по уравнению Гюи-Стодоллы:

$$e_T = c_p \cdot \left[(T - T_0) - T_0 \cdot \ln \left(\frac{T}{T_0} \right) \right] \text{ или } e_t = e - e_0 = h - h_0 - T_0 (S - S_0), \quad (3)$$

где, e, e_0, h, h_0, S, S_0 – удельная термическая эксергия, кДж/кг, удельная энтальпия, кДж/кг и энтропия, кДж / (кг×K) продукта при текущих параметрах технологического процесса и в состоянии равновесия с окружающей средой.

Механическая составляющая эксергии характеризуется различием в давлении потока веществ и окружающей среды:

$$e_p = \frac{R}{M} T_0 \cdot \ln \left(\frac{P}{P_0} \right), \quad (4)$$

где R – универсальная газовая постоянная, кДж / (моль×K); M – молярная масса газа, кг/моль; T_0 – температура окружающей

среды, K; P, P_0 – давление газа в рассматриваемом потоке и в состоянии равновесия с окружающей средой, кПа.

При этом механическая составляющая эксергии потоков, находящейся под давлением в трубопроводах, вычислялась пересчетом давления, создаваемого насосами с учетом их расхода.

Химическая эксергия обусловлена тем, что получаемая биодизельная смесь после реакции переэтерификации имеет концентрацию, отличающуюся от концентрации распределяемых в окружающей среде компонентов. Расчет химической эксергии соединений при получении биодизельной смеси определялся реакциями образования соединения из более простых веществ. Для этой реакции находится энергия Гиббса, которая суммируется с энергией компонентов реакции, значение которой, как правило, известно по термодинамическим справочникам. В общем случае химическая (концентрационная) эксергия каждого из потоков продуктов разделения заданного состава, извлекаемых из исходной смеси, определяется по той же формуле, что и термомеханическая эксергия потока. Отличие заключается в том, что общая величина эксергии определяется алгебраической суммой идеальных работ изменения концентрации каждого компонента смеси [9].

Молярная химическая эксергия вещества вычислялась по формуле:

$$\varepsilon_\mu = \Delta G^0 + \sum A_i \cdot \varepsilon_i, \quad (5)$$

где ΔG^0 – энергия Гиббса образования вещества; A_i – коэффициенты в уравнении реакции, ε_i – молярная эксергии исходных веществ, кДж/моль.

Удельную теплоемкость рапсового масла при различных температурах согласно [9] определяли по уравнению:

$$c_p = \left[0.697 \left(\frac{T}{T_1} \right)^2 - 1.350 \left(\frac{T}{T_1} \right) + 1.653 \right] (9160 - 8\rho_1), \quad (6)$$

Теплоемкость смеси рапсового масла и спиртов, находящихся в суб и сверхкритических флюидных условиях определяли методом нестационарного теплового режима по формуле:

$$c_p(p, T) = c_p''(T) \frac{m'' \tau - \tau_0}{m \tau'' - \tau_0}, \quad (7)$$

где $c_p(p, T)$, $c_p''(T)$ – изобарная теплоемкость исследуемого образца при давлении p и температуре T и эталонного образца при соответствующем давлении p_0 и температуре T , кДж/кг·K; m и m'' – массы образца и эталонного вещества, кг; τ и τ'' – время запаздывания измерительных термодатчиков соответственно для исследуемого и эталонного образцов, с; τ_0 – время запаздывания измерительных термодатчиков пустой измерительной ячейки, с.

Таблица 1.

Внутренние и внешние эксергетические потери контрольных поверхностей

Table 1.

Internal and external exergy loss of control surfaces

Контрольная поверхность Surface	Наименование Name		Эксергетическая мощность, кДж/ч Exergy power, kJ / h				Потери, % Loss, %	КПД, % Efficiency, %
			Воспри- нятая Perceived	Переданная Transmitted	Потери Lost			
					Обозначение Designation	кДж/ч kJ / h		
I	Реактор перезтерификации с лопастной мешалкой и перекачивающим насосом, емкости для сырья и спирта, насосы высокого давления	Transesterification reactor with paddle mixer and transfer pump, tanks for raw materials and alcohol, high pressure pumps	67600	10714	D^i_I D^e_I	29711 27175	8,2 7,5	14,80
II	Рекуперативный теплообменник (теплообмен между парами избыточного спирта и водой), вакуум- насос	Recuperative heat exchanger (heat exchange between excess alcohol vapors and water), vacuum pump	9855	1521	D^i_{II} D^e_{II}	3986 4348	1,1 1,2	15,43
III	Сверхкритический флюидный CO ₂ -экстрактор, теплообменник и тарельчатый сепаратор	Supercritical fluid CO2 extractor, heat exchanger and plate separator	54340	11584	D^i_{III} D^e_{III}	23552 19204	6,5 5,3	21,31
IV	Газожидкостный сепаратор, отстойник для отделения воды от биодизельного топлива, двухступенчатый компрессор; испаритель холодильного агрегата и резервуар для сжиженного диоксида углерода	Gas-liquid separator, sump for separating water from biodiesel, two-stage compressor; refrigeration unit evaporator and liquefied carbon dioxide tank	24710	3695	D^i_{IV} D^e_{IV}	10870 10145	3,0 2,8	14,95
V	Рекуперативный теплообменник (теплообмен между сжиженным диоксидом углерода и высокопотенциальным паром)	Recuperative heat exchanger (heat exchange between liquefied carbon dioxide and high potential steam)	53350	8783	D^i_V D^e_V	26088 18478	7,2 5,1	16,46
VI	Рекуперативный теплообменник (теплообмен между отработанным паром и холодной водой)	Recuperative heat exchanger (heat exchange between waste steam and cold water)	41400	8427	D^i_{VI} D^e_{VI}	19204 13769	5,3 3,8	20,36
VII	Пароэжекторный тепловой насос (ПЭТН): парогенератор эжектор, испаритель, холодо- приемник с насосом рециркуляции хладагента, сборник конденсата	Steam Ejector Heat Pump (PETN):	172800	16306	D^i_{IV} D^e_{IV}	72467 84027	20 23	9,4
Итого Total			424055	61030		362333	100	14,39

Зависимость теплоемкости глицерина от температуры получена по экспериментальным данным и определялась следующим образом [11]:

$$c_p = 2.97 \cdot 10^{-3}(T-273)^2 + 4.959(T-237) + 2256, \quad (8)$$

Теплофизические свойства диоксида углерода и пара взяты из справочной литературы.

В расчетах учтено влияние на систему внутренних D^i и внешних D^e эксергетических потерь. Первые связаны с необратимостью любых реальных процессов, а вторые – с условиями взаимодействия системы с окружающей средой.

В суммарное количество внутренних эксергетических потерь входят потери от конечной разности температур в результате рекуперативного теплообмена между потоками,

электромеханические, возникающие при необратимом изменении свойств промежуточных продуктов, и гидравлические потери, обусловленные внезапным увеличением удельного объема газа и пара, а также внезапным снижением напора биодизельной смеси при поступлении во внутреннюю полость оборудования.

Потери, обусловленные конечной разностью температур между потоками, определяли по формуле:

$$D^{mo} = Q^{mo} \cdot \bar{\tau}_e, \quad (9)$$

где Q^{mo} – количество теплоты, переданное от одного потока к другому, кДж; $\bar{\tau}_e$ – среднее значение фактора Карно для двух взаимодействующих потоков.

Фактор Карно или эксергетическая температурная функция [11] равна термическому КПД цикла Карно между температурами контрольной поверхности и условно принятой окружающей среды:

$$\tau_e = (T_{kn} - T_o) / T_{kn}, \quad (10)$$

где T_{kn} – температура теплоносителя внутри контрольной поверхности, К.

Эксергетические потери вследствие падения давления газов при их подаче в контрольную поверхность определяли по формуле:

$$D^r = g \cdot \Delta H_r \cdot \frac{T_{kn}}{T_{bx}}, \quad (11)$$

где T_{bx} – температура, К, газа (пара) на входе в контрольную поверхность; ΔH_r – гидравлические потери, м.

По формуле Дарси-Вейсбаха [11] определялись гидравлические потери при входе газа (пара) в контрольную поверхность:

$$\Delta H_r = \xi \cdot \frac{v_{bx}^2}{2g}, \quad (12)$$

где v_{bx} – средняя скорость газа по сечению подводящего трубопровода, м/с; ξ – коэффициент сопротивления, определяемый отношением внутреннего объема оборудования, рассматриваемого в качестве контрольной поверхности, к поперечному сечению входного отверстия.

Электромеханические потери эксергии тождественны разности мощности приводов оборудования и приращения механической эксергии потока, перемещаемого данным оборудованием.

Внешние потери D^e связаны с условиями сопряжения системы с окружающей средой. Эти потери обусловлены отличием определяющих потенциалов (температуры, давления, химического потенциала) внутри рассматриваемой системы от равновесных с окружающей средой значений.

Потери эксергии в окружающую среду, обусловленные несовершенством теплоизоляции, были найдены по формуле:

$$D^e = Q_{из} \cdot \tau_e, \quad (13)$$

где $Q_{из}$ – суммарные потери тепла в окружающую среду через контрольную поверхность, кДж; τ_e – фактор Карно.

Оценку термодинамического совершенства теплотехнологической системы получения биодизельного топлива проводили по эксергетическому КПД [11]:

$$\eta_{экс} = \frac{\sum_{k=1}^l E_k^n}{\sum_{i=1}^n E_i^3}, \quad (14)$$

где $\sum_{k=1}^l E_k^n$ – суммарная эксергетическая мощность полезных потоков, кДж/ч; $\sum_{i=1}^n E_i^3$ – суммарная затраченная эксергетическая мощность, кДж/ч. Эксергия каждого материального и энергетического потока, а также внутренние и внешние эксергетические потери, рассчитанные по [10], составили эксергетический баланс теплотехнологической системы получения биодизельного топлива (таблица 2).

При построении эксергетической диаграммы Грассмана-Шаргута (рисунок 4) в качестве абсолютного эксергетического параметра использовалась эксергетическая мощность P_e , кДж/ч.

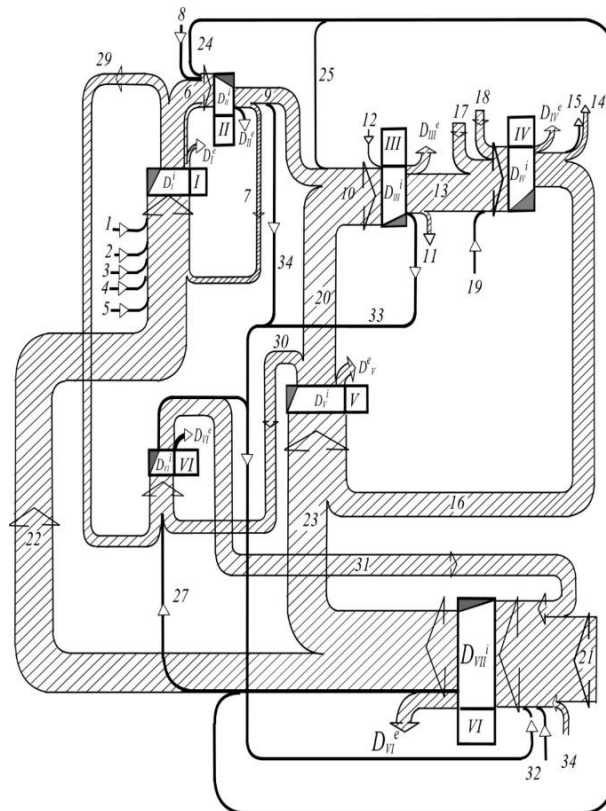


Рисунок 4. Эксергетическая диаграмма Грассмана-Шаргута

Figure 4. Exergetic diagram of Grassman-Szargut

Таблица 2.

Эксергия энергетических и материальных потоков

Table 2.

Exergy of energy and material flows

№	Наименование потока	Flow	E, кДж/ч
1	Спирт	Alcohol	0
2	Растительное масло	Vegetable oil	0
3	Электроэнергия насоса подачи спирта в реактор переэтерификации	Electricity of an alcohol feed pump in a transesterification reactor	7100
4	Электроэнергия насоса подачи масла в реактор переэтерификации	Electricity of the pump for oil supply to the transesterification reactor	7100
5	Электроэнергия привода мешалки	Electricity drive agitator	3420
6	Смесь спирта с растительным маслом	A mixture of alcohol with vegetable oil	31605
7	Сконденсированные пары избыточного (непрореагировавшего) спирта	Condensed vapors of excess (unreacted) alcohol	1287
8	Электроэнергия вакуум-насоса рециркуляции избыточного спирта	Electricity of excess alcohol recirculation vacuum pump	900
9	Биодизельная гомогенная смесь	Homogeneous biodiesel blend	28777
10	Биодизельная смесь с парами диоксида углерода	Carbon Dioxide Biodiesel Blend	32453
11	Глицерин	Glycerol	2601
12	Электроэнергия привода тарельчатого сепаратора	Electric energy of a disk separator drive	7920
13	Очищенное биодизельное топливо	Purified Biodiesel	7027
14	Вода	Water	900
15	Сжиженный диоксид углерода	Liquefied carbon dioxide	1273
16	Электроэнергия компрессора холодильного агрегата, затраченная на конденсацию паров диоксида углерода	Electricity of the compressor of the refrigeration unit spent on the condensation of carbon dioxide vapors	106576
17	Электроэнергия двухступенчатого компрессора в линии рециркуляции диоксида углерода	Electricity of a two-stage compressor in the line of recirculation of carbon dioxide	104400
18	Электроэнергия насоса рециркуляции диоксида углерода	Electricity carbon dioxide recirculation pump	29600
19	Сверхкритический диоксид углерода	Supercritical Carbon Dioxide	84400
20	Электроэнергия ТЭНов парогенератора ПЭТН	Electricity of heating elements of the steam generator PETN	245500
21	Высокопотенциальный пар, подаваемый в рубашку реактора	High-potential steam supplied to the reactor jacket	124400
22	Высокопотенциальный пар, подаваемый на нагрев сжиженного диоксида углерода	High-grade steam for heating liquefied carbon dioxide	123768
23	Электроэнергия насоса рециркуляции хладагента через холодоприемник ПЭТН	Electricity of the refrigerant recirculation pump through the PETN cold receiver	7200
24	Холодная вода на конденсацию паров избыточного спирта	Cold water to condense excess alcohol vapor	982
25	Холодная вода на охлаждение биодизельной эмульсии (через КПД испарителя ПЭТН)	Cold water for cooling the biodiesel emulsion (through the efficiency of the PETN evaporator)	994
26	Холодная вода на конденсацию отработанного пара	Cold water for condensation of exhaust steam	982
27	Отработанный пар после реактора	Waste steam after the reactor	6453
28	Отработанный пар после рекуперативного нагрева сжиженного диоксида углерода	Exhaust steam after regenerative heating of liquefied carbon dioxide	7238
29	Сконденсированный пар	Condensed steam	5476
30	Электроэнергия насоса подачи конденсата в парогенератор ПЭТН	Electricity of the condensate feed pump to the PETN steam generator	7200
31	Отработанная вода после конденсации паров избыточного спирта	Waste water after condensation of excess alcohol vapor	241
32	Отработанная вода после охлаждения биодизельной эмульсии	Waste water after cooling the biodiesel emulsion	252
33	Отработанная вода после конденсации отработанного пара	Waste water after condensation of waste steam	254

Заключение

Эксергетический анализ показал, что эксергетический КПД для технологии получения биодизельного топлива в сверхкритических условиях с применением ПЭХМ составляет 14,39 %, что на 4...5 % выше, чем у известных технологий [1, 2]. При переходе технологической системы в состояние равновесия с окружающей

средой эта часть энергии (14,39 %) полезным образом использована в термодинамических процессах предлагаемой технологии, что характеризует ее как теплотехнологическую систему с более высокой степенью термодинамического совершенства, достигнутой за счет организации замкнутых термодинамических циклов и использования отработанных теплоносителей.

Литература


- 1 Шевцов А.А., Бунин Е.С., Ткач В.В., Сердюкова Н.А. Эффективное внедрение парокомпрессионного теплового насоса в линию комплексной переработки семян масличных культур // Хранение и переработка сельхозсырья. 2018. № 1. С. 60–64.
- 2 Шевцов А.А., Тертычная Т.Н., Ткач В.В., Сердюкова Н.А. Энергосберегающая технология выделения белоксодержащих фракций из масличных семян с применением парозежторного теплового насоса // Вестник ВГУИТ. 2019. № 2. С. 35–40.
- 3 Аникеев В.И., Яковлева Е.Ю. Переэтерификация рапсового масла в сверхкритическом метаноле в реакторе проточного типа // Журнал физической химии. 2012. Т. 86. № 11. С. 1766–1774.
- 4 Ильчибакиева Э.У., Филленко Д.Г., Барков А.В., Дадашев М.Н. Сверхкритическая переэтерификация рапсового масла // Экология промышленного производства. 2010. № 4. С. 66–69.
- 5 Дадашев М.Н. и др. Сверхкритическая флюидная экстракция – технология XXI века // Хранение и переработка сельхозсырья. 2005. № 1. С. 15–16.
- 6 Касьянов Г.И., Стасьева О.Н., Латин Н.Н. До- и сверхкритическая экстракция: достоинства и недостатки // Пищевая промышленность. 2005. № 1. С. 36–39.
- 7 Ивахнов А.Д. и др. Получение рапсового масла экстракцией сверхкритическим диоксидом углерода // Химия растительного сырья. 2013. № 3. С. 137–141.
- 8 Бродянский В.М., Фратшер В., Михалек К. Эксергетический метод и его приложения. М.: Энергоатомиздат, 1988. 287 с.
- 9 Chaudhary V., Gakkhar R. Exergy based performance comparison of DI diesel engine fuelled with WCO15 and NEEM15 biodiesel // Environmental Progress & Sustainable Energy. 2019. P. e13363.
- 10 Aghbashlo M. et al. Exergy-based sustainability analysis of biodiesel production and combustion processes // Biodiesel. 2019. P. 193–217.
- 11 Jannatkhan J., Najafi B., Ghaebi H. Energy and exergy analysis of combined ORC–ERC system for biodiesel-fed diesel engine waste heat recovery // Energy Conversion and Management. 2020. V. 209. P. 112658.

References


- 1 Shevtsov A.A., Bunin E.S., Tkach V.V., Serdyukova N.A. Effective implementation of a vapor compression heat pump in a line for the integrated processing of oilseeds. Storage and processing of agricultural raw materials. 2018. no. 1. pp. 60–64. (in Russian).
- 2 Shevtsov A.A., Tertychnaya T.N., Tkach V.V., Serdyukova N.A. Energy-saving technology for the isolation of protein-containing fractions from oilseeds using a steam ejector heat pump. Proceedings of VSUET. 2019. no. 2. pp. 35–40. (in Russian).
- 3 Anikeev V.I., Yakovleva E.Yu. Transesterification of rapeseed oil in supercritical methanol in a flow type reactor. Journal of Physical Chemistry. 2012. vol. 86. no. 11. pp. 1766–1774. (in Russian).
- 4 Ilchibakieva E.U., Filenko D.G., Barkov A.V., Dadashev M.N. Supercritical transesterification of rapeseed oil. Ecology of industrial production. 2010. no. 4. pp. 66–69. (in Russian).
- 5 Dadashev M.N. et al. Supercritical fluid extraction - technology of the XXI century. Storage and processing of agricultural raw materials. 2005. no. 1. pp. 15–16. (in Russian).
- 6 Kasyanov G.I., Stasyeva O.N., Latin N.N. Pre- and supercritical extraction: advantages and disadvantages. Food Industry. 2005. no. 1. pp. 36–39. (in Russian).
- 7 Ivakhnov A.D. et al. Production of rapeseed oil by extraction with supercritical carbon dioxide. Chemistry of Plant Raw Materials. 2013. no. 3. pp. 137–141. (in Russian).
- 8 Brodyansky V.M., Fratscher V., Mikhalek K. Exergetic method and its applications. Moscow, Energoatomizdat, 1988. 287 p. (in Russian).
- 9 Chaudhary V., Gakkhar R. Exergy based performance comparison of DI diesel engine fuelled with WCO15 and NEEM15 biodiesel. Environmental Progress & Sustainable Energy. 2019. pp. e13363.
- 10 Aghbashlo M. et al. Exergy-based sustainability analysis of biodiesel production and combustion processes. Biodiesel. 2019. pp. 193–217.
- 11 Jannatkhan J., Najafi B., Ghaebi H. Energy and exergy analysis of combined ORC–ERC system for biodiesel-fed diesel engine waste heat recovery. Energy Conversion and Management. 2020. vol. 209. pp. 112658.

Сведения об авторах

Александр Н. Остриков д.т.н., профессор, кафедра технологии жиров, процессов и аппаратов химических и пищевых производств, Воронежский государственный университет инженерных технологий, пр-т Революции, 19, г. Воронеж, 394036, Россия, oan@vsuet.ru

 <https://orcid.org/0000-0002-2335-0017>

Александр А. Шевцов д.т.н., профессор, кафедра 208 общепрофессиональных дисциплин, Военный учебно-научный центр Военно-воздушных сил «Военно-воздушная академия имени профессора Н.Е. Жуковского и Ю.А. Гагарина», ул. Старых Большевиков, 54а, г. Воронеж, 394064, Россия, shevalol@rambler.ru


 <https://orcid.org/0000-0001-5745-8301>

Information about authors


Alexander N. Ostrikov Dr. Sci. (Engin.), professor, technology of fats, processes and devices of chemical and food production department, Voronezh State University of Engineering Technologies, Revolution Av., 19 Voronezh, 394036, Russia, oan@vsuet.ru

 <https://orcid.org/0000-0002-2335-0017>

Alexander A. Shevtsov Dr. Sci. (Engin.), professor, department of 208 general professional disciplines, Military Training and Scientific Center of the Air Force “Air Force Academy named after Professor N.Ye. Zhukovsky and Yu.A. Gagarina, Old Bolsheviks str., 54a, Voronezh, 394064, Russia, shevalol@rambler.ru

 <https://orcid.org/0000-0001-5745-8301>

Татьяна Н. Тертычная д.с.-х.н., профессор, кафедра технологии хранения и переработки сельскохозяйственной продукции, Воронежский государственный аграрный университет имени императора Петра I, ул. Мичурина, 1, г. Воронеж, 394087, Россия, tertychnaya777@ya.ru

 <https://orcid.org/0000-0001-8185-3424>

Наталья А. Сердюкова старший преподаватель, кафедра 208 общепрофессиональных дисциплин, Военный учебно-научный центр Военно-воздушных сил «Военно-воздушная академия имени профессора Н.Е. Жуковского и Ю.А. Гагарина», ул. Старых Большевиков, 54а, г. Воронеж, 394064, Россия, nata29m@mail.ru

 <https://orcid.org/0000-0002-9700-6825>


Вклад авторов

Все авторы принимали участие в написании статьи и несут ответственность за плагиат


Конфликт интересов

Авторы заявляют об отсутствии конфликта интересов.

Tatyana N. Tertychnaya Dr. Sci. (Agric.), technology for storage and processing of agricultural products department, Voronezh State Agrarian University named after Emperor Peter the Great, str. Michurina str., 1, Voronezh, 394087, Russia, tertychnaya777@ya.ru

 <https://orcid.org/0000-0001-8185-3424>

Natalya A. Serdyukova senior lecturer, 208 general professional disciplines department, Military Training and Scientific Center of the Air Force "Air Force Academy named after Professor N.Ye. Zhukovsky and Yu.A. Gagarina, Old Bolsheviks str., 54a, Voronezh, 394064, Russia, nata29m@mail.ru

 <https://orcid.org/0000-0002-9700-6825>

Contribution

All authors participated in the writing of the article and are responsible for plagiarism

Conflict of interest

The authors declare no conflict of interest.

Поступила 05/02/2020	После редакции 17/02/2020	Принята в печать 25/02/2020
Received 05/02/2020	Accepted in revised 17/02/2020	Accepted 25/02/2020