

АВТОМАТИЧЕСКАЯ ОПТИМИЗАЦИЯ ПРОЦЕССА ПЕРЕЭТЕРИФИКАЦИИ РАПСОВОГО МАСЛА СВЕРХКРИТИЧЕСКИМ ЭТИЛОВЫМ СПИРТОМ

А.А. Шевцов¹, Н.А. Сердюкова¹, Т.Н. Тертычная²

¹Военный учебно-научный центр Военно-воздушных сил «Военно-воздушная академия имени профессора Н.Е. Жуковского и Ю.А. Гагарина», г. Воронеж, Россия

²Воронежский государственный аграрный университет имени императора Петра I, г. Воронеж, Россия

В настоящее время возобновляемые ресурсы растительного сырья активно используются в качестве дополнительных источников энергии, отвечающих требованиям экологической безопасности. Однако процесс производства биодизельного топлива является энергоемким, а с увеличением мощности производства растут и топливно-энергетические затраты на единицу массы получаемого продукта, что может привести к экономической неэффективности и нерентабельности производства. Поэтому актуальной задачей в производстве биодизельного топлива является снижение материальных и энергетических затрат на его производство. В этой связи разработана система автоматической оптимизации непрерывного процесса переэтерификации рапсового масла сверхкритическим этиловым спиртом по величине удельных сырьевых и энергетических потерь в зависимости от соотношения расходов масла и спирта, обеспечивающая экономию сырья и энергии в среднем на 8...10 %.

Ключевые слова: управление; переэтерификация, рапс, сверхкритический спирт; ресурсосбережение

ВВЕДЕНИЕ

В технологии получения биодизельного топлива, связанной с химической переработкой природных ресурсов, задача оптимизации материальных и энергетических затрат наиболее актуальна, что объясняется быстрым увеличением мощности производства биотоплива и его относительно высокой энергоемкостью. Перевод производства биодизеля на интенсивную технологию означает и рост топливно-энергетических ресурсов на единицу массы получаемого продукта. Интенсификация процессов, преследующих увеличение выпуска продукции «любой ценой», может привести к увеличению удельных энергозатрат, к экономической неэффективности и нерентабельности технологии в целом. Поэтому при разработке интенсивных процессов в технологии получения биодизельного топлива наряду с использованием более интенсивной аппаратурной обвязки необходимо осуществить оптимальный поиск нагрузки реактора переэтерификации, в соответствии с которой сбалансировать энергосберегающие режимы работы оборудования на последующих операциях.

Сотрудниками ВУНЦ ВВС ВВА разработана теплонасосная технология получения сложных эфиров жирных кислот (биодизельного топлива) из рапсового масла, предусматривающая переэтерификацию масла сверхкритическим спиртом и флюидную сверхкритическую CO₂-экстракцию охлажденной реакционной смеси, ее сепарирование в поле центробежных сил для отделения глицерина от целевого продукта, отделение диоксида углерода газожидкостной сепарацией с получением

очищенного биодизельного топлива и возвратом диоксида углерода на стадию экстракции в режиме замкнутого термодинамического цикла. Для подготовки энергоносителей разного температурного потенциала использован парозежекторный тепловой насос [1].

Однако выбор оптимальной нагрузки реактора переэтерификации по исходному маслу не позволяет в полной мере считать предложенную технологию энергоэффективной.

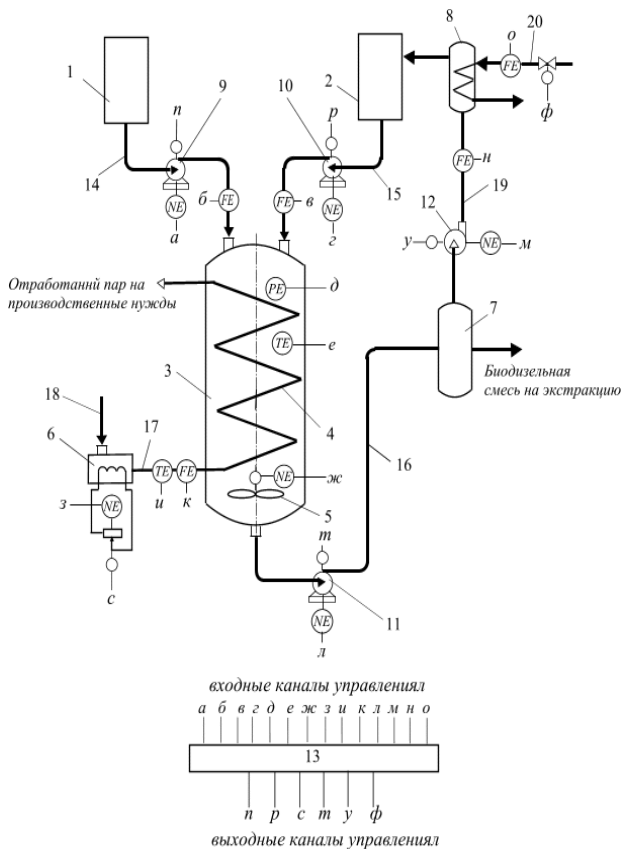
При существенном разбросе объемного соотношения растительного масла и спирта, предлагаемого разными авторами [2-6], в интервале значений 1:5 – 1:82 и более отсутствует методологический подход к оптимальному выбору расхода масла, подаваемого на переэтерификацию по величине суммарных сырьевых и энергетических потерь, что не позволяет обеспечить рациональную нагрузку реактора по исходным продуктам с точки зрения экономии материальных и энергетических ресурсов.

Цель работы: разработка системы автоматической оптимизации непрерывного процесса переэтерификации рапсового масла сверхкритическим этиловым спиртом, обеспечивающей экстремальное управление расходом масла воздействием на соотношение «масло- спирт» по величине суммарных сырьевых и энергетических потерь, приходящихся на единицу массы получаемой биодизельной смеси.

ОСНОВНАЯ ЧАСТЬ

В соответствии с поставленной целью проведены исследования процесса переэтерификации растительного масла сверхкритическим спиртом на

экспериментальной установке со средствами контроля и управления (рис. 1) при следующих параметрах: расход рапсового масла в реактор переэтерификации $G_M = 0,02...0,04$ м³/ч; расход спирта $G_C = 0,45$ м³/ч; расход биодизельной смеси (этилового эфира рапсового масла) $G_B = 0,32$ м³/ч; температура и массовый расход высокопотенциального пара в змеевик реактора 270...280 °С, 40...50 кг/ч; расход паров непрореагировавшего спирта 0,023...0,036 м³/ч; температура процесса переэтерификации 260 °С; давление рапсового масла на входе в реактор 15 МПа; частота вращения лопастной мешалки 0,8 с⁻¹; молекулярная масса рапсового масла $M_M = 894,3$ г/моль; молекулярная масса этилового спирта $M_C = 46,1$ г/моль; молекулярная масса этилового эфира рапсового масла $M_B = 313,5$ г/моль.



1,2 – напорные емкости для растительного масла и для спирта, 3 – реактор переэтерификации со змеевиком – 4 и мешалкой – 5, 6 – парогенератор, 7 – сборник биодизельной смеси, 8 – холодильник, 9, 10 – насосы высокого давления, 11 – насос отвода биодизельной смеси, 12 – вакуум-насос; 13,14 – линии подачи растительного масла и спирта, 15 – перегретого пара в змеевик, 16 – воды в парогенератор, 17 – отвода биодизельной смеси, 18 – возврата непрореагировавшего спирта, 19 – подачи хладагента в холодильник, 20 – микропроцессор, датчики: NE – потребляемой мощности, FE – расхода, TE – температуры, PE – давления

Рис. 1. Экспериментальная установка со средствами контроля и управления

Из напорных емкостей 1 и 2 насосами высокого давления 3 и 4 в заданном соотношении растительное масло по линии 13 и спирт по линии 14 подавали в реактор переэтерификации непрерывного действия 3 со змеевиком 4, расположенным на внутренней поверхности, и лопастной мешалкой 5.

В реакторе 3 создавали необходимые условия для реакции переэтерификации растительного масла сверхкритическим спиртом при температуре 260...270 °С и давлении 15 МПа. При этом смесь в реакторе перемешивалась мешалкой 5 до гомогенного состояния и нагревалась до сверхкритического состояния спирта благодаря наличию змеевика 4, в который по линии 15 подавали перегретый пар из парогенератора 6 с температурой 280 °С. Подачу воды в парогенератор осуществляли по линии 16.

Смесь продуктов реакции переэтерификации перекачивающим насосом 11 подавалась по линии 17 из реактора 3 в сборник продуктов реакции переэтерификации 7, пары непрореагировавшего спирта отводились с помощью вакуум-насоса 12 в холодильник 8 по линии 18, конденсировались и возвращались в напорную емкость для спирта 2. Полученная биодизельная гомогенную смесь отводилась из сборника продуктов реакции переэтерификации 7.

При управлении процессом переэтерификации минимизации подвергались удельные сырьевые и теплоэнергетические потери:

$$R_{min} = \min \left[\Pi_M \left(\frac{G_M - \frac{M_M}{M_B} G_B}{G_B} \right) + \Pi_C \left(\frac{G_C - G_C^H - \frac{M_C}{M_B} G_B}{G_B} \right) + \frac{\sum N}{G_B} \right], \quad (1)$$

где Π_M, Π_C – оптовые цены соответственно растительного масла и спирта, р/кг; G_M, G_C, G_C^H, G_B – соответственно массовые расходы растительного масла, сверхкритического спирта, непрореагировавшего спирта на выходе из реактора, биодизельной смеси, кг/ч; M_M, M_C, M_B – молярные массы соответственно растительного масла, спирта, биодизельной смеси, кг/моль; $\sum N$ – суммарные теплоэнергетические затраты в единицу времени, р/ч.

$$\sum N = c_1 q_1 + c_2 q_2 + c_3 (N_1 + N_2 + N_3 + N_4 + N_5 + N_6), \quad (2)$$

где c_1, c_2 – стоимость хладагента, р/кг и электроэнергии, р/кВт·ч; q_1 – расход хладагента на конденсацию паров непрореагировавшего спирта, м³/ч; q_2 – расход электроэнергии парогенератора на создание сверхкритических условий в реакторе, р/кВт·ч; $N_1, N_2, N_3, N_4, N_5, N_6$ – соответственно потребляемые мощности насосов высокого давления подачи рапсового масла и этилового спирта, привода мешалки, насоса отвода биодизельной смеси, вакуум-насоса отвода паров избыточного спирта и парогенератора, кВт.

По данным производственного процесса переэтерификации

$$G_{\text{н}} - \frac{M_{\text{н}}}{M_{\text{б}}} G_{\text{б}} \cong 0, \quad (3)$$

$$\frac{G_{\text{с}} - G_{\text{с}}^{\text{н}} - \frac{M_{\text{с}}}{M_{\text{б}}} G_{\text{б}}}{G_{\text{б}}} = \alpha(G_{\text{б}})^{\beta}, \quad (4)$$

где α, β – некоторые фиксированные коэффициенты.

Разрешая (3) относительно $G_{\text{б}}$:

$$G_{\text{б}} = \frac{M_{\text{б}}}{M_{\text{н}}} G_{\text{н}}, \quad (5)$$

имеем

$$R = \text{Ц}_c \cdot \alpha \cdot \left(\frac{M_{\text{б}}}{M_{\text{н}}} G_{\text{н}}\right)^{\beta} + \frac{M_{\text{н}}}{M_{\text{б}}} k \sum N. \quad (6)$$

k – нормирующий коэффициент.

Существование единственного минимума определено из условия равенства первой производной (6) нулю:

$$\frac{dR}{dG_{\text{н}}} = \text{Ц}_c \cdot \alpha \cdot \left(\frac{M_{\text{б}}}{M_{\text{н}}}\right)^{\beta} \beta G_{\text{н}}^{\beta-1} - \frac{M_{\text{н}}}{M_{\text{б}}} k \sum N \cdot G_{\text{н}}^{-2} = 0. \quad (7)$$

Выражение (7) приведено к виду:

$$\frac{G_{\text{н}}^{\beta-1}}{G_{\text{н}}^{-2}} = G_{\text{н}}^{\beta+1} = \frac{\frac{M_{\text{н}}}{M_{\text{б}}} k \sum N}{\text{Ц}_c \cdot \alpha \cdot \left(\frac{M_{\text{б}}}{M_{\text{н}}}\right)^{\beta}} = \sqrt[\beta+1]{\frac{\frac{M_{\text{н}}}{M_{\text{б}}} k \sum N}{\text{Ц}_c \cdot \alpha \cdot \left(\frac{M_{\text{б}}}{M_{\text{н}}}\right)^{\beta}}}, \quad (8)$$

отсюда найден единственный экстремум

$$G_{\text{н}}^* = \left(\frac{\frac{M_{\text{н}}}{M_{\text{б}}} k \sum N}{\text{Ц}_c \cdot \alpha \cdot \left(\frac{M_{\text{б}}}{M_{\text{н}}}\right)^{\beta}}\right)^{\frac{1}{\beta+1}}. \quad (9)$$

Дифференцируя (7), получено

$$\frac{d^2R}{(dG_{\text{н}})^2} = \text{Ц}_c \cdot \alpha \cdot \left(\frac{M_{\text{б}}}{M_{\text{н}}}\right)^{\beta} \beta(\beta-1)G_{\text{н}}^{\beta-2} + 2 \frac{M_{\text{н}}}{M_{\text{б}}} k \left(\sum N\right) \cdot G_{\text{н}}^{-3} > 0, \quad (10)$$

т.е. в точке единственного экстремума (9) имеет место минимум.

Таким образом, обосновано существование экстремальной характеристики процесса переэтерификации растительного масла в среде сверхкритического спирта.

Для осуществления экстремального управления процессом переэтерификации необходимо располагать информационным обеспечением в виде зависимостей молярных концентраций масла и спирта в биодизельной смеси от температуры и давления.

В этой связи биодизельную смесь в реакторе рассматривали как идеальный раствор. В этом случае применим первый закон Рауля. Поскольку сумма мольных долей компонентов для бинарного раствора, состоящего из растительного масла и спирта равна единице, первый закон Рауля определялся соотношением:

$$\frac{P_{\text{с}}^{\text{о}} - P_{\text{с}}}{P_{\text{с}}} = \frac{n}{n + N}, \quad (11)$$

где $P_{\text{с}}^{\text{о}}$ – давление пара чистого спирта (растворителя), кПа; $P_{\text{с}}$ – давление паров спирта над биодизельным раствором, кПа; n – число молей

нелетучих веществ в биодизельном растворе; N – число молей спирта в биодизельном растворе.

Давление паров спирта над раствором биодизельной смеси равно давлению растительного масла на входе в реактор:

$$P_{\text{с}} = P_{\text{н}}. \quad (12)$$

Давление пара чистого спирта определялось температурой в рабочей зоне реактора и для него применялось эмпирическое уравнение Редлиха-Квонга [2]:

$$P_{\text{с}}^{\text{о}} = \frac{Rt_{\text{р}}}{V-b} - \frac{a}{(t_{\text{р}} + 273)^{0.5} V(V+b)}, \quad (13)$$

где R – газовая постоянная Дж/К·моль; $t_{\text{р}}$ – температура реакции, °C; V – объёмный расход паров непрореагировавшего спирта, м³/ч; a, b – коэффициенты, определяемые экспериментально. Для данного режима реакции переэтерификации $a = 2145,3777$; $b = 0,0027$. Эмпирическая формула (13) справедлива в интервале температур $513 \leq (t_{\text{р}} + 273) \leq 533$ К.

Парциальное давление насыщенного пара компонента раствора (спирта) прямо пропорционально его мольной доле в растворе $X_{\text{с}}$, причём коэффициент пропорциональности равен давлению насыщенного пара над чистым компонентом $P_{\text{с}}^{\text{о}}$:

$$P_{\text{с}} = P_{\text{с}}^{\text{о}} X_{\text{с}} \Rightarrow X_{\text{с}} = \frac{P_{\text{с}}}{P_{\text{с}}^{\text{о}}} \Rightarrow X_{\text{с}} = P_{\text{н}} \left(\frac{Rt_{\text{р}}}{V-b} - \frac{a}{(t_{\text{р}} + 273)^{0.5} V(V+b)} \right)^{-1}, \quad (14)$$

В этом случае

$$X_{\text{с}} = \frac{N}{N+n} = \frac{\frac{G_{\text{с}}}{M_{\text{с}}}}{\frac{G_{\text{с}}}{M_{\text{с}}} + \frac{G_{\text{н}}}{M_{\text{н}}}} = P_{\text{н}} \left[\frac{Rt_{\text{р}}}{V-b} - \frac{a}{(t_{\text{р}} + 273)^{0.5} V(V+b)} \right]^{-1}, \quad (15)$$

Подставляя (15), (3) и (2) в (1), критерий оптимизации получен в следующем виде

$$R_{\text{min}} = \text{Ц}_c \frac{\left[G_{\text{с}} - G_{\text{с}}^{\text{н}} - \frac{M_{\text{с}}}{M_{\text{б}}} G_{\text{б}} \right]}{G_{\text{б}}} \left(\frac{P_{\text{н}} \left[\frac{Rt_{\text{р}}}{V-b} - \frac{a}{(t_{\text{р}} + 273)^{0.5} V(V+b)} \right]^{-1}}{1 - \left(\frac{P_{\text{н}} \left[\frac{Rt_{\text{р}}}{V-b} - \frac{a}{(t_{\text{р}} + 273)^{0.5} V(V+b)} \right]^{-1}}{P_{\text{н}}} \right)} \right)^{-1} \frac{M_{\text{б}} G_{\text{н}}}{M_{\text{н}}} + \left[\frac{c_1 q_1 + c_2 q_2 + c_2 (N_1 + N_2 + N_3 + N_4 + N_5 + N_6)}{G_{\text{б}}} \right]. \quad (16)$$

Таким образом, получая текущую информацию о $G_{\text{м}}, G_{\text{с}}, G_{\text{б}}, P_{\text{м}}, t_{\text{р}}, V$ с помощью выражения (16) микропроцессор 20 вычисляет текущее значение $G_{\text{м}}$ и по знаку производной $\frac{dR}{dG_{\text{м}}}$ устанавливает такое значение $G_{\text{м}}^*$ в линии 13, которое обеспечивает минимум выражения (16).

По экспериментальным данным $\sum N = 145$ р/ч – суммарные затраты сырья и энергии в единицу времени, р/ч; цена этилового спирта 24 р/л; коэффициенты $\alpha = 5,424 \cdot 10^3$; $\beta = 2,0$; $k = 29 \cdot 10^{-4}$.

Подставляя приведенные данные в (6), критерий приведен к виду:

$$R = \alpha \cdot \left(\frac{M_0}{M_N} G_N \right)^\beta + \frac{M_N}{M_0 G_N} k \sum N = 24 \cdot 5,424 \cdot 10^3 \cdot 0,1229 \cdot G_N^2 + \frac{894,3}{213,5 \cdot G_N} \cdot 29 \cdot 10^{-4} \cdot 145, \text{ р/кг}$$

Найдено оптимальное значение расхода рапсового масла

$$G_N^* = \left(\frac{k \sum N}{\alpha \cdot \left(\frac{M_0}{M_N} \right)^\beta} \right)^{\frac{1}{\beta+1}} = \left(\frac{29 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{894,3 \cdot 145}{213,5}}{24 \cdot 5,424 \cdot 10^3 \cdot \left(\frac{213,5}{894,3} \right)^2 \cdot 2} \right)^{\frac{1}{2}} = 0,033 \text{ м}^3/\text{ч}$$

$$R^* = 24 \cdot 5,424 \cdot 10^3 \cdot 0,1229 \cdot G_N^{*2} + \frac{2,8526 \cdot 29 \cdot 10^{-4}}{G_N^*} \cdot 145 = 53,74 \text{ р/л}$$

Зависимость удельных сырьевых и теплоэнергетических потерь от расхода рапсового масла $R = f(G_M)$ позволяет непосредственно оценить экономическую эффективность предлагаемого способа управления непрерывным процессом переэтерификации рапсового масла сверхкритическим этиловым спиртом (рис. 2).

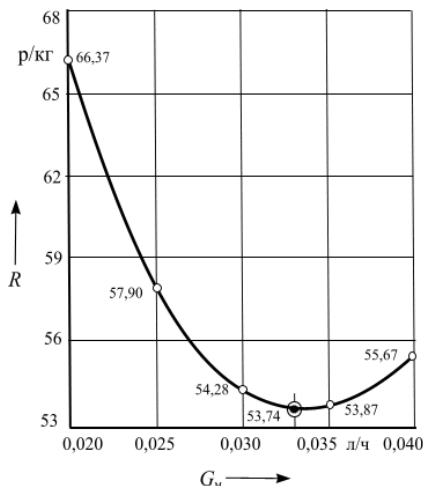


Рис. 2. Зависимость удельных сырьевых и теплоэнергетических потерь от расхода рапсового масла

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

По результатам исследований предложена система автоматической оптимизации процесса переэтерификации, которая функционирует следующим образом.

С помощью датчиков информация о потребляемой мощности насосов высокого давления подачи рапсового масла и этилового спирта, привода мешалки, насоса отвода биодизельной смеси, вакуум-насоса отвода паров избыточного спирта и теплонагревательных элементов парогенератора, а также о текущих расходах рапсового масла, спирта, биодизельной смеси, паров непрореагировавшего спирта, хладагента на конденсацию паров непрореагировавшего спирта соответственно поступает в микропроцессор, который по давлению рапсового масла и объёмному расходу паров непрореагировавшего спирта

определяет текущее значение молярной концентрации этилового спирта в реакционной зоне, а затем по данным всех параметров вычисляет текущие значения удельных сырьевых и теплоэнергетических потерь; определяет знак их производной по расходу рапсового масла; если знак производной отрицательный, то увеличивает расход рапсового масла, а если знак положительный, то уменьшает.

Из приведенного примера следует, что отклонения текущего значения G_M от оптимального G_M^* приводят к потерям сырья и энергии, которые в среднем могут составить 8...10 %.

Таким образом, автоматическая оптимизация процесса переэтерификации растительного масла сверхкритическим спиртом обеспечивает непрерывное слежение за минимумом удельных сырьевых и энергетических потерь при различных возмущениях, и прежде всего со стороны качества растительного масла; обеспечивает такую нагрузку реактора по растительному маслу, при которой удельные сырьевые и энергетические потери были бы минимальными; позволяет непрерывно получать текущую информацию о концентрации растительного масла и спирта в биодизельном растворе и вычислять текущие значения удельных потерь; обеспечивает снижение удельных сырьевых и энергетических затрат.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Пат. 2714306 Российская Федерация, МПК⁷ C11C 3/10, C10L 1/02, C10G 3/00; C07C 67/02. Способ получения биодизельного топлива и установка для его осуществления [Текст] / Тертычная Т.Н., Шевцов С.А., Ткач В.В., Сердюкова Н.А. – заявитель и патентообладатель Воронеж. гос. аграрный. ун-т. - № 2019114066; за-явл.06.05.19; опубл. 14.02.2020. Бюл. № 5 (II ч.). – 9 с: ил.
2. Пилотная установка для непрерывной переэтерификации растительных масел в среде сверхкритических метанола и этанола / Р.А. Усманов [и др.] // Сверхкритические флюиды: Теория и Практика. Т.6. – № 3. – 2011. – С. 45 – 61.
3. Пат. 2412236 Российская Федерация, МПК⁷ C11C 3/04. Способ получения биодизельного топлива [Текст] / Винокуров В.А., Дадашев М.Н., Барков А.В. – заявитель и патентообладатель Российский государственный университет нефти и газа им. И.М. Губкина, Ассоциация делового сотрудничества в области передовых комплексных технологий «АСПЕКТ» – № 2008149226, заявл. 15.12.2008, опубл. 20.02.2011. Бюл. № 5(II ч.). – 3 с: ил.
4. Сверхкритическая переэтерификация рапсового масла / Э.У. Ильчибакиева [и др.] // Экология промышленного производства, № 4, 2010. – С. 66 – 69.
5. Систер, В.Г. Технология получения биодизельного топлива / В.Г. Систер, Е.М. Иванникова, А.И. Ямчук – Известия МГТУ «МАМИ», №3 (17), 2013. – С. 109 – 112.
6. Рид, Р. Свойства газов и жидкостей: Справочное пособие/ Р. Рид, Дж. Праусниц, Т. Шервуд //Пер. с англ. под ред. Б.И. Соколова. – 3-е изд., перераб. и доп. – Л.: Химия, 1982. – 592 с.

Александр Анатольевич Шевцов – д.т.н., профессор, кафедра общепрофессиональных дисциплин, Военный учебно-научный центр Военно-воздушных сил «Военно-воздушная академия имени профессора Н.Е. Жуковского и Ю.А. Гагарина», г. Воронеж, РФ; тел. 8-920-213-11-36, e-mail: shevalol@rambler.ru

Наталья Алексеевна Сердюкова – старший преподаватель, кафедра общепрофессиональных дисциплин, Военный учебно-научный центр Военно-воздушных сил «Военно-воздушная академия имени профессора Н.Е. Жуковского и Ю.А. Гагарина», г. Воронеж, РФ ;тел. 8-905-051-70-86 e-mail: serdukova-n@mail.ru

Татьяна Николаевна Тertyчная – д.с./х.н., профессор кафедры технологии хранения и переработки сельскохозяйственной продукции Воронежский государственный аграрный университет имени императора Петра I, г. Воронеж, РФ; тел. 8(473)2538651 e-mail: tertychnaya777@yandex.ru

AUTOMATIC OPTIMIZATION OF PROCESS OF TRANSESTERIFICATION OF RAPESEED OIL WITH SUPERCRITICAL ETHYL ALCOHOL

A.A. Shevtsov¹, N.A. Serdyukova¹, T.N. Tertychnaya²

¹ Military Training and Research Center Air force «The Air Force Academy named after the professor N.E. Zhukovsky and Y. A. Gagarin», Voronezh, Russia

² Voronezh State Agrarian University named after Emperor Peter the Great, Voronezh, Russia

Currently, renewable plant resources are actively used as additional energy sources that meet environmental safety requirements. However, the biodiesel production process is energy intensive, and with increased production capacity, fuel and energy costs per unit weight of the product produced increase, which can lead to economic inefficiency and unprofitable production. Therefore, the current task in the production of biodiesel is to reduce the material and energy costs of its production. In this regard, a system has been developed for automatic optimization of the continuous process of transesterification of rapeseed oil with supercritical ethyl alcohol by the value of specific raw materials and energy losses depending on the ratio of oil to alcohol consumption, which provides saving of raw materials and energy on average by 8... 10%.

Keywords: management; transesterification, rapes, supercritical alcohol; resource-saving

REFERENCES

1. Stalemate. 2714306 Russian Federation, MPK⁷ C C11C 3/10, C10L 1/02, C10G 3/00; C07C 67/02. Method of producing biodiesel fuel and installation for its implementation [Text]/Tertychnaya T.N., Shevtsov C.A., Tkach V.V., Serdyukova N.A. – applicant and patent holder Voronezh. state. agrarian. un-t. - No. 2019114066; zayavl.06.05.19; опубли. 14.02.2020. Bulletin No. 5.
2. Usmanov, R.A. Pilot plant for continuous peretherification of vegetable oils in supercritical meta-nol and ethanol environment/R.A. Usmanov [et al]/Supercritical fluids: Theory and Practice. T.6. –№ 3, pp. 45 – 61, 2011
3. Stalemate. 2412236 Russian Federation, MPK⁷S11S 3/04. Method of producing biodiesel [Text]/Vinokrov V.A., Dudashev M.N., Barkov A.V. - applicant and patent holder of the Russian State University of Oil and Gas named after I.M. Lubkin, Association of Business Cooperation in the Field of Advanced Complex Technologies "АСПЕКТ" – № 2008149226, declared. 15.12.2008, опубли. 20.02.2011. Bulletin No. 5.
4. Supercritical transesterification of rapeseed oil/Ilchibakiev E.U., Filenko D.G., Barkov A.V., Dudashev M.N., Vinokrov V.A./Ecology of industrial production, № 4, pp. 66 – 69, 2010
5. Biodiesel production technology/Sister V.G., Ivannikov E.M., Yamchuk A.I. - Izvestia MGTU "MAMI," № 3 (17), pp. 109 – 112, 2013
6. Reed R., Prausnitz J., Sherwood T. Properties of Gases and Liquids: Reference Manual/Per. With English under Ed. B.I. Sokolova. – 3rd Ed., Re. And additional – L.: Chemistry, 592 p., 1982

Alexander Anatolyevich Shevtsov – Professor, Department of General Professional Disciplines, Military Training and Research Center Air force «The Air Force Academy named after the professor N.E. Zhukovsky and Y. A. Gagarin», Voronezh, Russian Federation; tel. 8-920-213-11-36, e-mail: shevalol@rambler.ru

Natalia Alekseyevna Serdyukova – Senior Lecturer, Department of General Professional Disciplines, Military Training and Research Center Air force «The Air Force Academy named after the professor N.E. Zhukovsky and Y. A. Gagarin», Voronezh, Russian Federation; tel. 8-905-051-70-86 e-mail: serdukova-n@mail.ru

Tatiana Nikolaevna Tertychnaya – d.s./kh.n., Professor, Profes-sor of the Department of Technology of Storage and Processing of Agricultural Products of the Voronezh State Agrarian University named after Emperor Peter the Great, Voronezh, Russian Federation; tel. 8 (473) 2538651 e-mail: tertychnaya777@yandex.ru