

## АНАЛИЗ ПРОЦЕССА ПОЛУЧЕНИЯ БИОДИЗЕЛЬНОГО ГОРЮЧЕГО И ОБОСНОВАНИЕ ОСНОВНЫХ ПАРАМЕТРОВ РЕАКТОРА-РАЗДЕЛИТЕЛЯ

*Геннадий Голуб<sup>1</sup>, Савелий Кухарец<sup>2</sup>, Алексей Осыпчук<sup>2</sup>, Валентина Кухарец<sup>2</sup>*

<sup>1</sup>*Национальный университет биоресурсов и природопользования Украины*

*Ул. Героев Оборона, 15, Киев, Украина. E-mail: gagolub@mail.ru*

<sup>2</sup>*Житомирский национальный агроэкологический университет*

*Ул. Бульвар Старый, 7, Житомир, Украина. E-mail: whitevipx@gmail.com*

*Gennady Golub<sup>1</sup>, Savel Kuharets<sup>2</sup>, Oleksii Osypchuk<sup>2</sup>, Valentina Kuharets<sup>2</sup>*

<sup>1</sup>*National University of Life and Environmental Sciences of Ukraine*

*St. Heroes of Defense, 15, Kiev, Ukraine. E-mail: gagolub@mail.ru*

<sup>2</sup>*Zhytomyr National Agroecological University*

*St. Boulevard Starui, 7, Zhytomyr, Ukraine. E-mail: whitevipx@gmail.com*

**Аннотация.** Приведены результаты теоретических исследований по определению основных параметров реактора-разделителя для получения дизельного топлива из растительного масла. Установлены режимы работы гидростанции, которые обеспечивают минимальные затраты энергии на перемешивание эмульсии. Проведен ряд опытов с трех факторным планом бокса Банкетный в котором определяются зависимости между мощностью затрачиваемое на перемешивание, обороты гидронасоса и диаметра сопла форсунки. Определены и представлены оптимальные параметры смесителей, которые обеспечат полное протекания необходимой реакции метанолиза с минимальными затратами энергии. Качество полученного биодизеля соответствует требованиям ДСТУ 6081: 2009 по кинематической вязкости, плотности и температуре вспышки в закрытом тигле. Полученное биотопливо можно использовать в дизельных двигателях тракторов и другой мобильной техники, выполнив небольшую модернизацию. Для не модернизированных двигателей доля метиловых эфиров жирных кислот в составе минерального дизельного топлива не должна превышать 30%.

Доказано, что низкие значения удельной мощности перемешивания эмульсии при производстве дизельного биотоплива в циркуляционных смесителях-разделителях будут принадлежать диапазонам диаметра сопла форсунок от 10 до 30 мм и достигнут минимального значения 9,8 Вт/м<sup>3</sup> при рабочем объеме циркуляционного смесителя-разделителя дизельного биотоплива 50 м<sup>3</sup>, число оборотов гидронасоса и диаметр сопла форсунки имеют существенное влияние на действительную мощность, затрачиваемая на перемешивание и циркуляцию эмульсии в смесителе. Угол установки форсунок не имеет существенного влияния на затраты энергии на перемешивание и циркуляцию эмульсии. В диапазоне оборотов гидронасоса от 800 до 1400 об/мин потребляемая мощность незначительно снижается при изменении диаметра сопла форсунки в пределах от 9 до 30 мм, а в диапазоне от 200 до 800 об/мин при изменении диаметр сопла форсунки в пределах

от 9 до 30 мм остается практически постоянной.

Минимальные энергозатраты при перемешивании и циркуляции эмульсии объемом 0,15 м<sup>3</sup> в циркуляционном смесителе ЦРПР 2 достигаются при частоте оборотов гидронасоса НШ-100 n=400 об/мин. При этом обеспечивается достаточная интенсивность перемешивания эмульсии.

**Ключевые слова:** реактор, разделитель, масло, биодизель, перемешивания, мощность

### ПОСТАНОВКА ПРОБЛЕМЫ

Получают биодизель или метиловые эфиры жирных кислот в процессе этерификации: из триглицеридов масел при химической реакции алкоголиза [1-3].

Известно, что реакция алкоголиза наиболее полно (до 98%) происходит при применении метанола, а затем снижается с увеличением молекулярной массы спирта (в этаноле и пентаноле составляет всего 35,3 и 11,5% по массе, соответственно) [4], поэтому реакцию получения метиловых эфиров жирных кислот можно назвать метанолизом.

Наиболее широкое применение получил метанолиз масел с щелочным катализатором [5-8], при котором процесс получения биотоплива проходит при температуре 20-70°C. При этом используют щелочные катализаторы NaOH и KOH в количестве от 0,3% до 1,5% по массе триглицеридов масла.

После этерификации происходит операция разделения глицериновой и эфирной фаз. Простой и наименее энергозатратный способ разделения - это осаждения более тяжелой фракции.

Учитывая, что метанол слабо растворяется в растительном масле [9], после добавления раствора метилового спирта в масло, жидкости располагаются слоями соответственно значению их плотностей. Следовательно, необходимо выполнять перемешивания, что приводит к образованию двухфазной системы - эмульсия, в которой сплошная среда - растительное масло и дисперсионная фаза - раствор метанола с щелочным катализатором. Очевидно, что бы удерживать эмульсию в дисперсионном состоя-

нии, ее необходимо непрерывно перемешивать (турбулизировать), [10]. Ход процесса турбулизации зависит от гидродинамических условий [11].

### АНАЛИЗ ПОСЛЕДНИХ ИССЛЕДОВАНИЙ И ПУБЛИКАЦИЙ

Чем больше межфазная поверхность тем быстрее проходит этерификация, так как она образует поверхность контакта реагентов. Однако, интенсивное перемешивание приводит, к заблаговременному разрушению межфазной поверхности, что в свою очередь не позволяет состояться реакции метанолиза в полной мере. Поэтому, необходимо сначала обеспечить равномерное послойное перемешивание эмульсии в области «перемешивания», или «образования дисперсионного состояния эмульсии» и в дальнейшем провести прохождения реакции этерификации в условиях меньшего уровня турбулизации суспензии в области «прохождения реакции» [12, 13].

Процесс перемешивания характеризуется двумя основными факторами: эффективностью перемешивания и расходом энергии [10, 11]. Под эффективностью перемешивания подразумевают качество результата, что достигается, по времени, то есть равномерность распределения концентраций сред, что перемешиваются.

Учитывая ресурсосбережительность и энергоэффективность рациональные параметры технологического процесса этерификации должны соответствовать установленным параметрам: температура 40°C; соотношение спирта к маслу 6:1 моль:моль; количество катализатора 1%; интенсивность перемешивания 1,8 Вт/л продолжительность процесса 40 минут [14, 15].

### ПОСТАНОВКА ЗАДАЧИ

Определение основных параметров реактора разделителя для получения дизельного топлива из растительного масла.

### ИЗЛОЖЕНИЕ ОСНОВНОГО МАТЕРИАЛА ИССЛЕДОВАНИЯ

Для процесса этерификации растительных масел с целью получения метиловый эфир жирных кислот предлагается циркуляционное перемешивание, осуществляемой многократной перекачкой жидкости по замкнутому контуру. К схеме циркуляционного перемешивания относятся: сосуд - гравитационный объект (рис. 1), циркуляционный насос, трубопроводы, запорно-регулирующая аппаратура.

Благодаря тому, что форсунки установлены в корпусе гравитационного разделителя на одном уровне по высоте и ориентированы таким образом, чтобы при перекачке эмульсии образовывать турбулентный круговой поток эмульсии в его верхней части, обеспечивается равномерное послойное перемешивание эмульсии в зоне размещения форсунок. При откачке эмульсии из нижней части гравитационного разделителя перемешанный слой эмульсии опускается ниже, обеспечивая прохождение реакции этерификации в условиях меньшего уровня турбу-

лизации суспензии и за счет этого достигается повышение качества дизельного биотоплива.

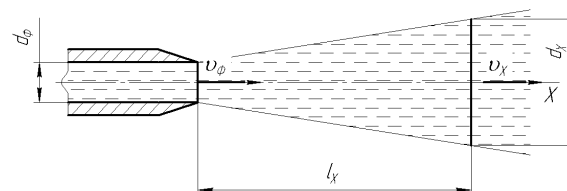


**Рис. 1.** Расчетная схема гравитационного разделителя:  $H_p$  – высота разделителя, м;  $H_{оп}$  – высота области перемешивания, м;  $H_{пр}$  – высота области прохождения реакции, м;  $H_{вг}$  – высота области отстаивания глицерина, м;  $D_p$  – рабочий диаметр разделителя, м;  $D_{вф}$  – диаметр установки форсунок, м;  $d_{ф}$  – диаметр сопла форсунки, м;  $h_{вф}$  – высота установки форсунок, м;  $D_{зл}$  – диаметр отверстия для слива глицерина, м;  $\alpha_{об}$  – конусность области отстаивания, рад;  $\alpha_{ф}$  – угол установки форсунки, рад

**Fig. 1.** The calculation scheme of the gravitational separator:  $H_p$  – height the separator, m;  $H_{оп}$  – height of the mixing, m;  $H_{пр}$  – height the reaction region, m;  $H_{вг}$  – height the area of upholding glycerol, m;  $D_p$  – working diameter the separator, m;  $D_{вф}$  – installation diameter injectors, m;  $d_{ф}$  – the diameter of the injector nozzle, m;  $h_{вф}$  – installation height of injectors, m;  $D_{зл}$  – diameter holes for draining glycerol, m;  $\alpha_{об}$  – taper settling area, rad;  $\alpha_{ф}$  – installation injector angle, rad

При использовании форсунок, струя эмульсии вытекающей из сопла расширяется в направлении выхода струи (рис. 2), это вызвано следующими факторами [10, 11]:

1. Поток жидкости, вытекающей из сопла, толкает перед собой эмульсию, которая находится в сосуде впереди сопла,
2. Слой жидкости, которые находятся вокруг струи, за счет тангенциальных напряжений между слоями эмульсии, движущихся с разными скоростями, а также турбулентным проникновением элементарных частиц струи в окружающую жидкость, также приобретают движение.

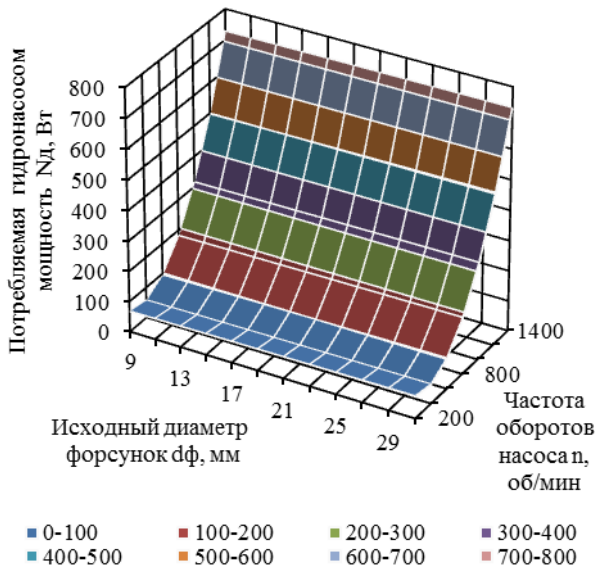


**Рис. 2.** Схематическое изображение струи, вытекающей из форсунки:  $d_{ф}$  – диаметр сопла форсунки, м;  $d_x$  – диаметр струи на расстоянии  $l_x$  от форсунки, м;  $v_{ф}$  – скорость вытекания эмульсии с форсунки, м/с;  $v_x$  – скорость струи эмульсии на расстоянии  $l_x$  от форсунки, м/с

**Fig. 2.** Schematic illustration of the jet emanating from the nozzle:  $d_{ф}$  – the diameter of the injector nozzle, m;  $d_x$  – diameter of the jet at the distance  $l_x$  of injector, m;  $v_{ф}$  – the rate of leakage of emulsion with a injec-

tor, m/sek;  $v_x$  – the jet velocity emulsion at the distance  $l_x$  of injector, m/sek

С учетом исследований [11, 12] и принимая, что вытекание эмульсии из сопла описывается согласно [17, 18], получим рис 3.

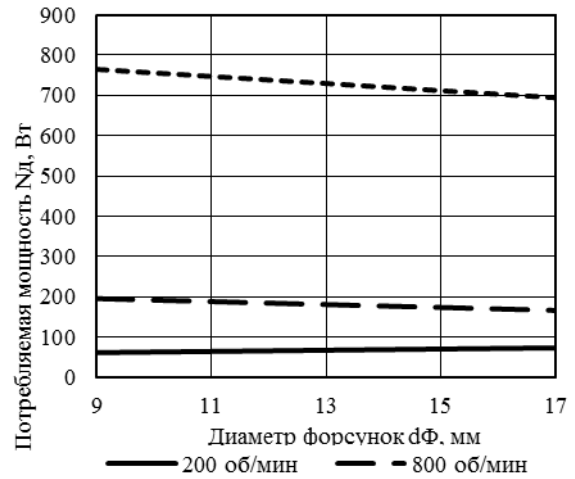


**Рис. 3.** Зависимость мощности  $N_d$ , что расходуется на перемешивание и циркуляцию эмульсии от частоты вращения гидронасоса  $n$  и диаметра сопла форсунки  $d_\phi$

**Fig. 3.** The dependence of the power  $N_d$  that is consumed in the mixing and circulation emulsion on the rotational speed of the hydraulic pump  $n$  and injector diameter of the nozzle  $d_\phi$

Регрессионный анализ данных позволил установить, что число оборотов гидронасоса  $n$  и диаметр сопла форсунки  $d_\phi$  имеют существенное влияние на действительную мощность  $N_d$ , что расходуется на перемешивание и циркуляцию эмульсии в смесителе. Угол установки форсунок  $\beta_\phi$  не имеет существенного влияния на затраты энергии на перемешивание и циркуляцию эмульсии.

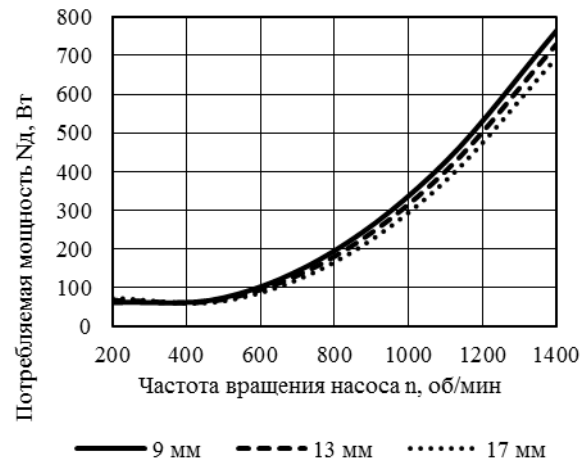
Графическое решение данного уравнения позволило определить подходящую поверхность (рис. 4) и установить, что в диапазоне оборотов гидронасоса  $n$  от 800 до 1400 об/мин потребляемая мощность незначительно снижается при изменении диаметр сопла форсунки  $d_\phi$  в пределах от 9 до 30 мм. В диапазоне от 200 до 800 об/мин при изменении диаметр сопла форсунки  $d_\phi$  в пределах от 9 до 30 мм остается практически постоянной (рис. 4).



**Рис. 4.** Графики зависимости мощности  $N_d$ , от диаметра сопла форсунки  $d_\phi$  при разных частотах вращения насоса  $n$

**Fig. 4.** The graphs of the power  $N_d$  of the diameter of the injector nozzle  $d_\phi$  at different pump speeds  $n$

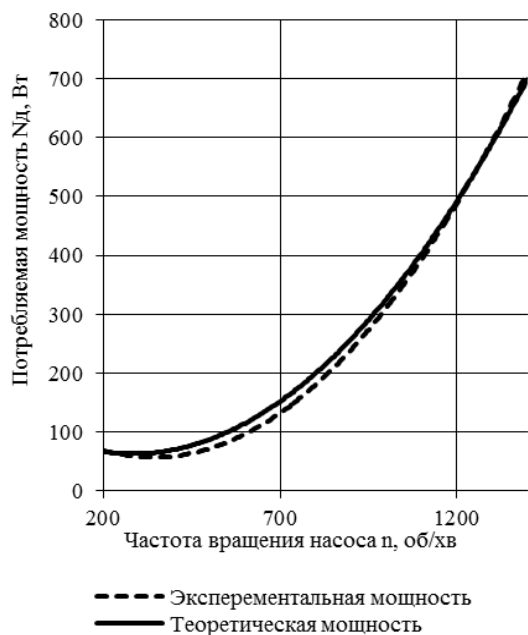
Анализ поверхности на экстремумы позволил установить, что минимальные энергозатраты при перемешивании и циркуляции эмульсии достигаются при частоте оборотов гидронасоса  $n=400$  об/мин (рис. 5).



**Рис. 5.** Графики зависимости мощности  $N_d$ , от частоты вращения гидронасоса  $n$  при различных исходных диаметрах форсунки  $d_\phi$

**Fig. 5.** The graphs of the power  $N_d$ , of the rotational speed of the hydraulic pump  $n$  at different initial nozzle diameter  $d_\phi$

Значение потребляемой мощности полученные в результате экспериментальных исследований соответствуют значения мощности рассчитанным теоретически (рис. 6), в соответствии с математической модели энергосберегающего циркуляционного перемешивания эмульсии в циркуляционных смесителях



**Рис. 6.** Опытная и теоретическая зависимости мощности  $N_d$  от частоты вращения гидронасоса  $n$  (диаметр форсунки  $d_f = 17$  мм).

**Fig. 6.** Experimental and theoretical capacity dependence  $N_d$  of on the frequency of rotation of the hydraulic pump  $n$  (nozzle diameter  $d_f = 17$  mm)

Согласно проведенных исследований рациональным является установление минимального выходного диаметра форсунки  $d_{fmin} = 10$  мм. Для определения максимального выходного диаметра форсунки необходимо с помощью имитационного моделирования установить влияние объема  $V_p$  и диаметра сопла  $d_f$  форсунок циркуляционных реакторов-разделителей на удельную мощность  $n_T$ , затрачиваемое на циркуляцию эмульсии.

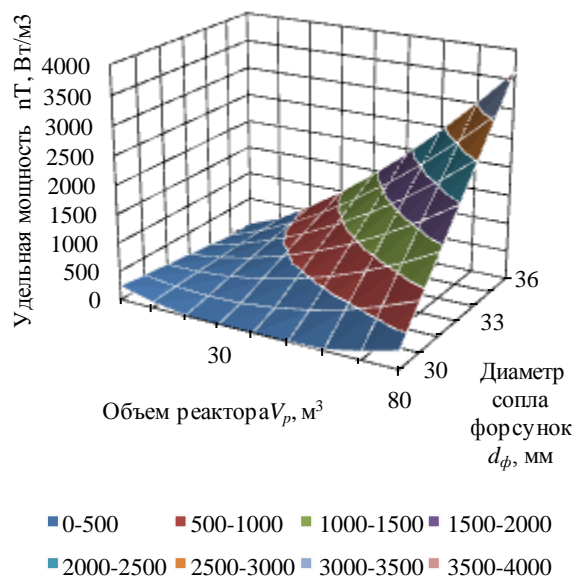
Проведенные имитационные исследования позволили установить, эмпирическую зависимость между удельным мощностью  $n_T$  ( $Вт/м^3$ ) и номинальным объемом реактора  $V_p$ , ( $м^3$ ) и диаметром сопла форсунки  $d_f$  (мм):

$$n_T = 906,390 - 246,079V_p + 4,767d_f + 0,227V_p^2 + 7,62V_p d_f - 0,893d_f^2, \quad (1)$$

где:  $n_T$  – удельная мощность;  $V_p$  – номинальный объем реактора;  $d_f$  – диаметр сопла форсунки.

Графическое решение данной зависимости (рис. 7.) позволило установить, что низкие значения удельной мощности будет лежать в диапазоне диаметра сопла форсунок  $d_f$  до 35 мм и достигнут минимального значения  $n_T = 9,8$   $Вт/м^3$  при рабочем объеме циркуляционного смесителя-разделителя дизельного биотоплива  $V_p = 50$   $м^3$ . Поэтому, максимальный выходной диаметр сопла форсунки составит  $d_{fmax} = 35$  мм.

Параметры циркуляционных смесителей-разделителей, имеющих минимальные энергозатраты на производство дизельного биотоплива, определены теоритически и подтверждены в результате экспериментальных исследований и приведены в таблице 1.



**Рис. 7.** Зависимость удельной мощности  $n_T$  от номинального объема ректора  $V_p$  и диаметра сопла форсунок  $d_f$

**Fig. 7.** The dependence of the specific power of the nominal volume of the reactor and the diameter of the injector nozzles

**Таблица 1.** Рациональные параметры циркуляционных смесителей-разделителей

**Table 1.** Rational parameters of the circulating mixers- separators

| Параметр                                  | Внутренний диаметр сосуда $D_p$ , м |        |        |        |        |        |
|---|-------------------------------------|--------|--------|--------|--------|--------|
|   | 0,8                                 | 1,2    | 1,4    | 2,2    | 3      | 3,2    |
| Номинальный объем $V_p$ , $м^3$           | 0,4                                 | 1      | 2      | 10     | 50     | 63     |
| Диаметр установки форсунок $D_{вф}$ , м   | 0,74                                | 1,12   | 1,31   | 2,09   | 2,88   | 3,06   |
| Диаметр сопла форсунки $d_f$ , мм         | 20                                  | 25     | 30     | 30     | 30     | 30     |
| Высота разделителя $H_p$ , м              | 0,95                                | 1,12   | 1,57   | 3,05   | 7,65   | 8,45   |
| Высота установки форсунок $h_{вф}$ , м    | 30                                  | 41     | 43     | 53     | 61     | 68     |
| Количество форсунок $n_{ф}$ , шт          | 4                                   | 4      | 4      | 4      | 4      | 4      |
| Давление в форсунке Рф, МПа               | 0,01                                | 0,01   | 0,02   | 0,03   | 0,04   | 0,05   |
| Подача насоса $Q_{нас}$ , $м^3/с$         | 0,0061                              | 0,0083 | 0,0087 | 0,0106 | 0,0123 | 0,0137 |
| Теоретическая мощность насоса $N_T$ , Вт  | 61,3                                | 83,4   | 173,4  | 318,6  | 490,5  | 685,5  |
| Удельная мощность насоса $n_T$ , $Вт/м^3$ | 153,3                               | 83,4   | 86,7   | 31,9   | 9,8    | 10,9   |

| 1  | 2    | 3     | 4     | 5     | 6    | 7      |
|--|------|-------|-------|-------|------|--------|
| Время одного цикла $\tau_{Ц}$ , с                  | 65,6 | 120,5 | 229,9 | 943,4 | 4065 | 4598,5 |
| Высота области перемешивания $H_{ОП}$ , м          | 0,06 | 0,08  | 0,09  | 0,11  | 0,12 | 0,14   |
| Высота области прохождения реакции $H_{ПР}$ , м    | 0,66 | 0,69  | 1,08  | 2,31  | 6,66 | 7,39   |
| Высота области отстаивания глицерина $H_{ВГ}$ , м  | 0,23 | 0,35  | 0,4   | 0,64  | 0,87 | 0,92   |
| Производительность $P_{ДБП}$ , м <sup>3</sup> /год | 0,03 | 0,08  | 0,16  | 0,81  | 4,05 | 5,10   |

Данные параметры обеспечивают достаточную эффективность перемешивания эмульсии в области перемешивания и полное протекание реакции метанолиза в области прохождения реакции с минимальными удельными энергозатратами.

Полученное, в результате предлагаемого технологического процесса с применением циркуляционных реакторов смесителей-разделителей, дизельное биотопливо (на основе рапсового и подсолнечного масла) имеет характеристики приведены в таблице 2.

**Таблица 2.** Параметры качества дизельного биотоплива

**Table 2.** The quality parameters of diesel biofuel

| Наименование дизельного топлива | Название показателя                   |                                |  |                                |  |                              |
|---------------------------------|---------------------------------------|--------------------------------|--|--------------------------------|--|------------------------------|
|                                 | Плотность при 15°C, кг/м <sup>3</sup> |                                | Кинематическая вязкость при температуре 40°C, мм <sup>2</sup> /с |                                | Температура вспышки в закрытом тигле, °C |                              |
|                                 | Фактически                            | Согласно ДСТУ 6081, в пределах | Фактически   | Согласно ДСТУ 6081, в пределах | Фактически                               | Согласно ДСТУ 6081, не менее |
| Рапсовый метиловый эфир         | 879                                   | 860-900                        | 4,42   | 3,5-5,0                        | 197                                      | 120                          |
| Подсолнечный метиловый эфир     | 882                                   | 860-900                        | 4,2  | 3,5-5,0                        | 204                                      | 120                          |
| Дизельное топливо               | 860                                   | -                              | 4,0  | -                              | 40                                       | -                            |
| Метод испытаний                 | ГОСТ 3900                             |                                | ДСТУ ГОСТ 33   |                                | ГОСТ 6356                                |                              |

Итак, полученное на экспериментальной установке дизельное биотопливо по показателям качества: кинематическая вязкость, плотность и темпе-

ратура вспышки в закрытом тигле соответствует действующему ДСТУ 6081.

Полученное дизельное биотопливо можно использовать в дизельных двигателях тракторов и другой мобильной техники, выполнив небольшую модернизацию [15-18]

Использование полученного дизельного биотоплива в дизельных двигателях без их конструктивных изменений, согласно результатам научных исследований [19-25], возможно при 30% соотношении метиловых эфиров жирных кислот к традиционному нефтяному дизельному топливу.

### ВЫВОДЫ

Установлено, что низкие значения удельной мощности  $w_m$  перемешивания эмульсии при производстве дизельного биотоплива в циркуляционных смесителях-разделителях будут принадлежать диапазонам диаметров сопла форсунок  $d_f$  от 10 до 30 мм и достигнут минимального значения  $n_m = 9,8$  Вт/м<sup>3</sup> при рабочем объеме циркуляционного смесителя-разделителя дизельного биотоплива  $V_p = 50$  м<sup>3</sup> число оборотов гидронасоса  $n$  и диаметр сопла форсунки  $d_f$  имеют существенное влияние на действительную мощность  $N_d$ , затрачиваемую на перемешивание и циркуляцию эмульсии в смесителе. Угол установки форсунок  $\beta_f$  не имеет существенного влияния на затраты энергии на перемешивание и циркуляцию эмульсии. В диапазоне оборотов гидронасоса  $n$  от 800 до 1400 об/мин потребляемая мощность незначительно снижается при изменении диаметра сопла форсунки  $d_f$  в пределах от 9 до 30 мм. В диапазоне от 200 до 800 об/мин. при изменении диаметра сопла форсунки  $d_f$  в пределах от 9 до 30 мм остается практически постоянной. Минимальные энергозатраты при перемешивании и циркуляции эмульсии объемом  $V_p = 0,15$  м<sup>3</sup> в циркуляционном смесителе ЦРПР 2 достигаются при частоте оборотов гидронасоса НШ-100  $n = 400$  об/мин., При этом обеспечивается достаточная интенсивность перемешивания эмульсии.

### БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. **Артамонов П.А. 1962.** Переэтерификация жиров. Обзор. – М. – 71.
2. **Гринберг Г. Щепанская. Г. 1973.** Модифицированные жиры. М. – 152.
3. **Карнаузов О.И. 2005.** Общая химия: учебник для студентов высших учебных заведений / [Карнаузов О.И., Копилевич В.А., Мельничук Д.О. и др.] К.: Феникс. – 840. (Украина).
4. **Тютюнников Б.Н., Бухштаб З.И., Гладкий Ф.Ф. и др. 2002.** Химия жиров: [учебник]. За редакцией Гладкого Ф.Ф. Харьков: НТУ „ХПИ” – 452. (Украина).
5. **Семенов В.Г. 2007.** Биодизельное топливо: состояние и перспективы развития. Автошляховик Украины. № 2. – 13-15.
6. **Забарный Г.М., Кудря С.О., Кондратюк Г.Г., Четверык Г.О. 2006.** Термодинамическая эффективность и ресурсы жидкого топлива биотоплива Украины. К.: Институт восстанавливаемой энергетики. – 226. (Украина).

7. **Jon Van Gerpen. 2005.** Biodiesel processing and production. Fuel Processing Technology – Volume 86. – 1097-1107.
8. **Гаврыш В., Пилип В. 2012.** Стратегия использования энергетического биосырья. Motoryzacja I Energetyka Rolnictwa, Motrol – Lublin. Tom.12. No.2. – 39-45.
9. **J. Van Gerpen, B. Shanks, R. Pruszek, D. Clements, G. Knothe. 2004.** Biodiesel Production Technology. - National Renewable Energy Laboratory subcontractor report NREL/SR-510-36244. – 110.
10. **Стренк Ф. 1975.** Перемешивание и аппараты с мешалками. Пер. с польского под редакцией И.А. Щупляка. Л.: Химия. – 384.
11. **Штербачек З., Тауск П. 1963.** Перемешивание в химической промышленности. пер. с чешского. Под. ред. И.С. Павлушенко. Л.: Госхимиздат. – 416.
12. **Голуб Г., Кухарец С., Осипчук О., Павленко М. 2015.** Исследование энергетической эффективности циркуляционных реакторо-разделителей. Техничко-технологические аспекты развития и испытаний новой техники и технологий для сельского хозяйства Украины. Науч. Издат.: УкрНИИПИТ. Вып. 19 (33). – 276-283.
13. **Голуб Г.А. 2011.** Эффективность производства дизельного биотоплива из рапсового масла. Вестник аграрной науки. № 6. – 33-36. (Украина).
14. **Голуб Г.А. 2010.** Техничко-технологическое обеспечение энергетической автономности агроэкосистемы. Научный вестник Национального университета биоресурсов и природопользования Украины. Серия: «Техника и энергетика АПК» К.: Вып. 144., ч. 4. 303-312. (Украина).
15. **Голуб Г.А., Чуба В.В. 2014.** Эксплуатационные параметры работы двигателя при использовании дизельного биотоплива. Научный вестник Национального университета биоресурсов и природопользования Украины. Серия: «Техника и энергетика АПК» К.: Вып. 196, ч. 1. – 23-31. (Украина).
16. **Голуб Г.А., Чуба В.В. 2014.** Оценка расходов топлива при использовании дизельного биотоплива. Межведомственный тематический научный сборник "Механизация и электрификация сельского хозяйства". Глеваха.: Вып. 99. Т.2. – 76-83. (Украина).
17. **Голуб Г.А., Чуба В.В. 2014.** Математическое моделирование эксплуатационных показателей работы машинно-тракторного агрегата на дизельном биотопливе. Научный вестник Национального университета биоресурсов и природопользования Украины. Серия «Техника и энергетика АПК». К.: Вып. 194. ч.1. – 181-187. (Украина).
18. **Кухарец С.Н., Голуб Г.А., Драгнев С.В. 2013.** Обеспечение рационального использования сырья для получения биотоплива в агропромышленном комплексе. Motrol. Commission of motorization and energetics in agriculture. Vol. 15. No 4. – 69–76.
19. **Гречкосий В. 2007.** Влияние биодизеля на двигатель. Механизация с-х. №1. – 22-23. (Украина).
20. **Гуков Я.С. Масло И.П. 2004.** Использование биотоплива в сельском хозяйстве Украины. Научный вестник Национального аграрного университета. Вып.73, Ч.1. – 96-99. (Украина).
21. **Надикто В., Дидур В., Федоренко В. 2008.** Эксплуатационные показатели МТА во время работы на биодизеле. Пропозыция. №4. – 128-132. (Украина).
22. **Семенов В. 2007.** Биодизельное топливо можно использовать при эксплуатации дизельных двигателей. Продовольственная и перерабатывающая промышленность. № 4. – 4-5. (Украина).
23. **Dieter Bockey, Wienke von Schenk. 2005.** Production and marketing in Germany 2005. Union for the Promotion of Oil and Protein Plants. 8.
24. **Фтома О. 2014.** Энергетическая и экономическая эффективность инвестиций в производство рапса и биотоплива. Commission of Motorization and energetics in agriculture. Motrol: Lublin–Rzeszów, Vol.16. No.4. – 61-66.
25. **Knothe G., Gerpen J.V., Krahl J. 2005.** The Biodiesel Handbook. Champaign. Illinois: AOCS Press. – 304.

#### ANALYSIS OF THE PRODUCING BIODIESEL FUEL AND JUSTIFICATION OF BASIC PARAMETERS REACTOR-SEPARATOR

**Summary.** The paper gives the results of a theoretical research on determining the main parameters of a reactor-divider for obtaining diesel fuel from vegetable oils. The hydro-station operation-regimes which provide minimum energy consumption for emulsion mixing have been determined. A number of experiments in three dimension plan of an isolation ward banquet in which the dependence between the power used for mixing, hydropump revolutions, and the diameter of an injector come has been determined. The optimal mixers parameters, which will provide a necessary reaction of methanolysis with a minimum energy consumption have been determined and given.

The obtained biodiesel quality corresponds to the requirements of state standards of Ukraine 6081:2009 as to kinematic elasticity, density as well as to the flash temperature in a closed crucible. The biodiesel obtained can be used in diesel generators of tractors as well as in other mobile machines after some modernization. For non-modernized generators a part of volatile acids methyls in a mineral diesel fuel must not exceed 30%. It has been proved that the lowest indexes of power density of emulsion mixing while producing diesel biofuel in a circulating mixer-divider will range in diameter of an injector cone from 10 to 30mm and will reach minimum index of  $9,8 \text{ Ut/m}^3$  Under a working volume of  $50 \text{ m}^3$  in a circulating mixer-divider. A number of a hydropump revolutions and an injector cone diameter have an essential impact on an actual power, which is used for the emulsion mixing and circulating in a mixer. The angle

of setting the injector doesn't have any impact on energy consumption as well as on mixing and emulsion circulating. A consumed density in the range of hydro-pump revolutions from 800 to 1400 revolutions per minute considerably falls when the injector cone diameter ranges from 9 to 30mm; if the range is from 200 to 800 revolutions per minute and the injector cone diameter ranges from 9 to 30mm, the consumed density remains

practically same. The minimum energy consumption when mixing and emulsion circulating (0,15m<sup>3</sup> in volume) in a circulating mixer CRPR-2 can be achieved under the hydropump P-100 revolutions frequency of 400 revolutions per minute and herewith sufficient emulsion mixing intensity is being provided.

**Key words:** reactor, separator, oil, biodiesel, mixing power.