

Łukasz Jęczmionek

Instytut Nafty i Gazu – Państwowy Instytut Badawczy

Powstawanie lekkich węglowodorów w procesie hydrokonwersji triglicerydów

Przedstawiono badania dotyczące powstawania lekkich (gazowych) węglowodorów podczas prowadzenia hydrokonwersji oleju roślinnego w kierunku bioparafinu. Stwierdzono, że podczas prowadzenia hydrokonwersji triglicerydów oprócz typowych produktów gazowych w gazach wylotowych notuje się obecność składników powstających w wyniku reakcji krakingu. Prowadząc hydrokonwersję triglicerydów, w tym w wariacie *co-processingu*, należy brać pod uwagę wystąpienie zjawiska krakingu, prowadzącego do formowania się lekkich węglowodorów, także rozgałęzionych, nawet w zakresie relatywnie niskich temperatur (320°C).

Słowa kluczowe: oleje naturalne, hydrokonwersja, kraking.

The flow hydrocarbons formation of light hydrocarbons in the process of triglycerides hydroconversion

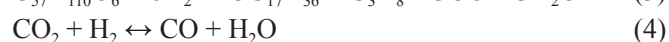
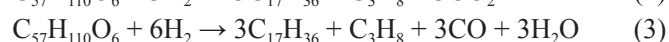
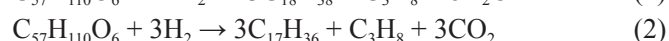
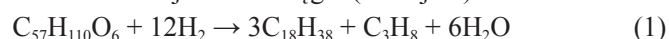
The paper presents a study on the formation of light (gaseous) hydrocarbons while carrying out the hydroconversion of vegetable oil into bioparaffin. It was found that during the hydroconversion of triglycerides, in addition to typical gaseous products in exhaust gas the presence of components resulting from the reaction of cracking was noted. Conducting hydroconversion of triglycerides, including the *co-processing* variant, the occurrence of cracking should be taken into consideration, leading to the formation of light hydrocarbons, including branched, even at relatively low temperature ranges (320°C).

Key words: vegetable oils, hydroconversion, cracking.

Wstęp

Proces katalitycznej hydrokonwersji triglicerydów prowadzony z wykorzystaniem jako surowca olejów roślinnych i/lub tłuszczów zwierzęcych jest w ostatnich latach przedmiotem intensywnych badań. Jego założenia oraz chemizm są opisane w wielu publikacjach [2, 3, 12]. Proces ten przebiega kilkietapowo. W początkowym etapie następuje uwodornienie wiązań wielokrotnych w łańcuchach kwasów tłuszczowych triglicerydów obecnych w olejach/tłuszczach, w drugim etapie – rozpad cząsteczek triglicerydów do kwasów tłuszczowych i propylenu, natomiast w trzecim etapie – usunięcie atomów tlenu z cząsteczek kwasów tłuszczowych według trzech zasadniczych reakcji: hydrodrotlenienia, dekarboksylacji i ewentualnej dekarbonylacji. Ścieżki tych przemian można przedstawić sumarycznymi reakcjami chemicznymi (na

przykładzie triglicerydu stearynowego: z hydrodrotlenieniem – reakcja (1), dekarboksylacją – reakcja (2) i dekarbonylacją – reakcja (3)). Wobec stosunkowo wysokiego ciśnienia w reaktorze i nadmiaru wodoru propylen zostaje uwodorniony do propanu [12]. W przypadku zachodzenia reakcji dekarboksylacji i utworzenia ditlenku węgla w reaktorze hydrokonwersji dochodzi do reakcji wtórnych, z których najważniejsze to: równowagowa odwrotna reakcja gazu wodnego (reakcja 4) oraz metanizacja tlenku węgla (reakcja 5).

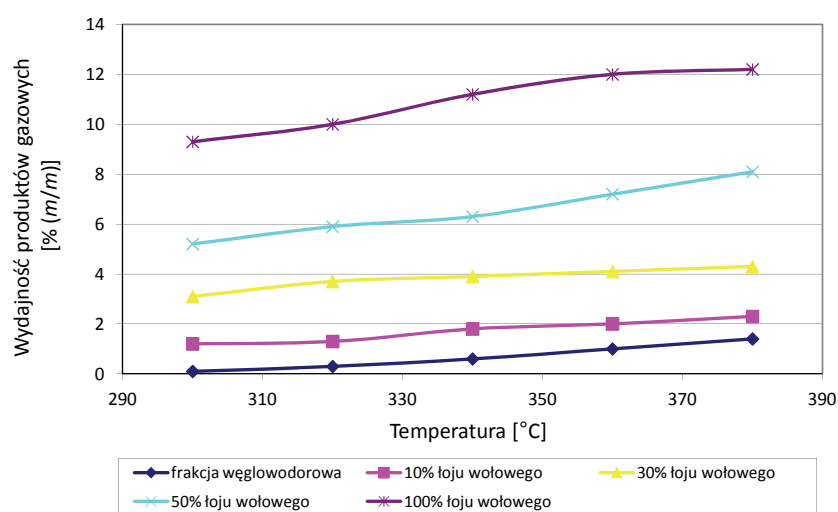


Skład gazów wylotowych z reaktora hydrokonwersji triglicerydów zależy głównie od warunków procesowych oraz stosowanego katalizatora [3, 8, 12]. Na podstawie teoretycznych rozważań, zgodnie z równaniami (1)–(5), można przewidywać, że poza wodorem ich głównymi składnikami będą tlenki węgla, propan i metan, a także para wodna i siarkowódór (w przypadku *co-processingu*). Zawartości poszczególnych składników gazowych mogą się jednakże znacznie różnić w przypadku zastosowania różnych warunków procesu i różnych katalizatorów. Melis [12] zwrócił uwagę, że katalizatory NiMo działają silniej w kierunku hydroodtleniania i metanizacji niż katalizatory CoMo w typowym procesie hydrokonwersji triglicerydów, czyli prowadzonym w sposób ciągły na złożu nieruchomym. Zdaniem autora [12] katalizatory NiMo są mniej wrażliwe na tlenek węgla. Związek ten w przypadku katalizatorów CoMo wpływa na obniżenie efektywności hydroodsiarczania surowca. Odsiarczenie surowca do poziomu 10 mg/kg w przypadku stosowania katalizatorów CoMo generalnie wymaga stosowania wyższych, o około 30÷40°C, temperatur niż w przypadku katalizatorów NiMo. Dla katalizatorów NiMo notuje się natomiast większe różnice temperatur w reaktorze niż w tych samych warunkach procesowych dla katalizatorów CoMo.

W warunkach rzeczywistych w strumieniu gazów wylotowych oprócz wymienionych powyżej substancji stwierdza się obecność lekkich węglowodorów o strukturze nieliniowej [9], która jest wiązana z zachodzącymi w procesie hydrokonwersji reakcjami krakingu. Występowanie reakcji krakingu (hydrokrakingu) podczas procesu hydrokonwersji triglicerydów potwierdzają liczni autorzy [1, 2, 10, 13, 14], aczkolwiek w pracach tych na ogół brak jest dokładnych analiz uzyskiwanych produktów gazowych.

W publikacji [1] opisano badania współwodorniania za pomocą katalizatora NiMo na tlenku glinu łożu wołowego w mieszaninie z węglowodorową frakcją średnią (olej próżniowy o zawartości siarki około 1%). Warunki hydrokonwersji były następujące: temperatura: 300÷360°C, LHSV:

1,0 h⁻¹, podawanie wodoru względem surowca (H₂/surowiec): 600 Nm³/m³, ciśnienie: 80 bar. Zawartość łożu w mieszaninie surowcowej wynosiła 10÷100% (V/V). W toku procesu zanotowano powstawanie strumienia lekkich węglowodorów, w tym C₄ (ślady), jednakże w węglowodorowej fazie ciekłej stwierdzono obecność lekkich węglowodorów C₅–C₉, o zakresie wrzenia do 180°C. Stwierdzono, że ich obecność jest wynikiem zachodzenia reakcji hydrokrakingu. Wydajność hydrokrakingu wzrasta wraz ze wzrostem temperatury prowadzenia procesu, co znajduje odbicie we wzroście wydajności strumieni lekkich węglowodorów (głównie C₄) (rysunek 1) i spadku wydajności frakcji C₁₀–C₂₂ (o zakresie wrzenia 180÷360°C).



Rys. 1. Wydajność gazowych węglowodorów w procesie hydrokonwersji mieszanin łożu wołowego z frakcją średnią z destylacji ropy naftowej w porównaniu do hydrokonwersji czystego łożu i samej frakcji ropopochodnej według [1]

Jak wynika z rezultatów przedstawionych w pracy [1] (rysunek 1), wpływ temperatury procesu na wydajność reakcji krakingu jest tym bardziej widoczny, im więcej składnika biologicznego (łożu) znajduje się w mieszaninie surowcowej. W przypadku czystego łożu wydajność reakcji krakingu sięga ponad 12% (m/m) w temperaturze 380°C, a w temperaturze 300°C – około 9%. Dla frakcji ropopochodnej bez domieszki triglicerydów kraking w najwyższej temperaturze (380°C) osiąga niewiele ponad 1%. W zakresie temperatur 300÷320°C wydajność jest znikoma.

Część doświadczalna

Jako że prace [1–3, 11–14] w części dotyczącej powstawania gazowych składników w procesie hydrokonwersji triglicerydów zasadniczo koncentrują się na kwestiach metanizacji oraz roli tlenków węgla i nie podają pełnego składu uzyskiwanych gazów, w INiG podjęto badania dotyczące

powstawania lekkich węglowodorów (C₁–C₃). Zastosowano następujące surowce i katalizatory:

- komercyjny katalizator hydrokonwersji typu NiMo na tlenku glinu, przeznaczony do prowadzenia procesów głębokiego hydrotreatingu średnich destylatów ropy

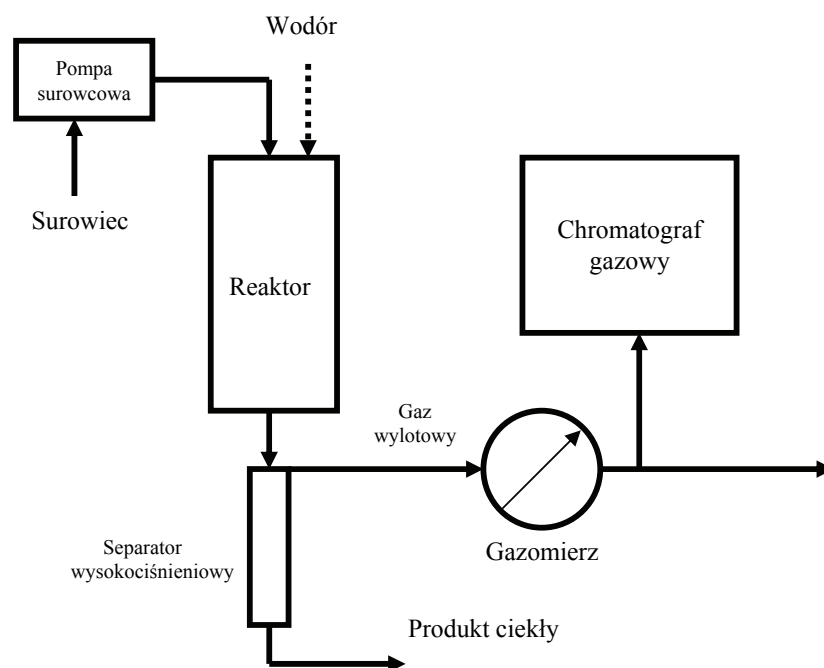
naftowej, w szczególności głębokiego hydroodsiarczania frakcji olejowych – katalizator zawierał ponad 15% MoO_3 oraz do kilku procent NiO osadzonych na γ -tlenku glinu, ciężar nasypowy katalizatora wynosił około 850 kg/m^3 ;

- jadalny, handlowo dostępny, rafinowany olej rzepakowy produkcji Zakładów Przemysłu Tłuszczowego w Kruszwicy – źródło triglicerydów;
- frakcję naftową z zachowawczej przeróbki ropy naftowej, charakteryzującą się zakresem wrzenia $160\div 245^\circ\text{C}$, gęstością (w 15°C) $0,801 \text{ g/cm}^3$, zawartością n-parafin na poziomie 20% – praktycznie frakcja ta nie zawierała parafin cięższych od C_{15} ;
- mieszaninę oleju rzepakowego z frakcją naftową – jako surowiec, zawartość oleju pochodzenia biologicznego wynosiła 20% (V/V).

Hydrokonwersję surowca, jak również samej frakcji naftowej, prowadzono za pomocą laboratoryjnej aparatury testowej OL-105/01, której schemat zamieszczono na rysunku 2. Proces prowadzono w zakresie temperatur $320\div 400^\circ\text{C}$, ciśnienia $2\div 4 \text{ MPa}$, przy podawaniu surowca względem katalizatora $2,0 \text{ h}^{-1}$, podawaniu wodoru $300 \text{ Nm}^3/\text{m}^3$.

Do oznaczania składu gazów wylotowych z reaktora wykorzystano chromatograf gazowy SRI 8610C, wyposażony w dwie kolumny: Hayesep Q 80/100 oraz Porapak 5A. Pomiar wykonywano *on-line* podczas prowadzenia hydrokonwersji. Aparat poddano kalibracji za pomocą gazów wzorcowych o znanym składzie.

Pewną trudność podczas prowadzenia eksperymentu stanowił sposób prezentacji wyników dla strumieni gazowych powstających w toku procesu hydrokonwersji. Ze względu na istotny wpływ warunków procesowych na przebieg tego procesu podawanie stężeń poszczególnych substancji wprost w gazie wylotowym mogłoby nie być w pełni miarodajne. Aby wyniki były całkowicie porównywalne, wybrano sposób polegający na podawaniu wydajności poszczególnych substancji gazowych mierzonej w g/h, co wynika z faktu, iż w każdych zastosowanych tutaj warunkach procesowych w danej jednostce czasu (1 h) do reaktora wchodzi porównywalne strumienie triglicerydów oraz wodoru.



Rys. 2. Schemat aparatury testowej do hydrokonwersji, wraz z układem analizy gazów

Uzyskane wyniki oraz dyskusja

Jako że w badaniach stosowano mieszaninę oleju rzepakowego oraz frakcji węglowodorowej, konieczne było stwierdzenie na wstępnym etapie pracy, w jakim zakresie zachodzą reakcje prowadzące do powstawania węglowodorów lekkich w przypadku wykorzystania samej frakcji naftowej. Hydrorafinacja samej frakcji węglowodorowej prowadzi do pojawienia się w strumieniu wodoru – podawanego w procesie nadmiarowo – strumienia siarkowodoru, a także śladowego strumienia amoniaku, co wynika z zachodzenia reakcji hydroodsiarczania i hydroodazotowania. Należy tutaj zaznaczyć, że zawartość azotu w surowcu wynosi kilkadziesiąt mg/kg. Poza tymi reakcjami mogą zachodzić procesy uwodorniania, w których jednak nie pojawiają się dodatkowe strumienie produktów gazowych. Reakcje

krakingu, w przypadku ich wystąpienia, mogą natomiast prowadzić do powstania strumieni lekkich węglowodorów gazowych. Oznaczano zatem zawartość lekkich węglowodorów w gazach wylotowych z reaktora w zakresie stosowanych warunków procesowych.

Stwierdzono, że strumienie lekkich węglowodorów w gazie wylotowym z reaktora podczas hydrorafinacji samej frakcji węglowodorowej w zastosowanych warunkach procesowych były znikome: najwięcej oznaczono w najwyższych badanych temperaturach: 380°C oraz 400°C . Sumaryczna wydajność strumieni węglowodorowych w tych warunkach nie przekraczała $0,08 \text{ g/h}$.

W przypadku mieszaniny frakcja węglowodorowa i 20% (V/V) oleju rzepakowego, w zastosowanych warun-

Tablica 1. Analiza gazów poreakcyjnych z procesu hydrokonwersji mieszaniny zawierającej frakcję węglowodorową i 20% (V/V) oleju rzepakowego za pomocą katalizatora NiMo

	Hydorafinaty						
Podawanie objętościowe surowca [h ⁻¹]	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0
Ciśnienie [MPa]	2	4	3	3	3	3	3
Temperatura [°C]	340	340	320	340	360	380	400
Wydajność strumieni gazów [g/h]							
CO ₂	2,01	1,28	1,57	1,64	1,64	2,23	2,40
Metan	0,46	0,59	0,52	0,55	0,69	0,77	0,96
Etan	0,01	0,01	0,01	0,01	0,02	0,02	0,02
Propan	1,79	1,62	1,73	1,77	1,70	1,68	1,67
n-butan	0,03	0,05	0,02	0,03	0,04	0,05	0,05
i-butan	0,04	0,03	0,04	0,05	0,05	0,06	0,05
n-pentan	0,05	0,05	0,03	0,03	0,05	0,05	0,07
i-pentan	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,07
C ₆₊	ślady	ślady	ślady	ślady	ślady	ślady	ślady

kach procesowych, stwierdzono, że gazy wylotowe z reaktora zawierały głównie wodór. Jego stężenie typowo wynosiło 60÷70% (m/m), co wynikało z nadmiarowego podawania objętościowego wodoru względem surowca (300 Nm³/m³). Poza tym odnotowano obecność ditlenku węgla. Warto tu nadmienić, że nie potwierdzono w sposób jednoznaczny obecności tlenu węgla w warunkach prowadzenia testów katalitycznych oraz dla zastosowanego katalizatora (NiMo), jakkolwiek dane literaturowe wskazują na możliwość jego niepełnej konwersji do metanu [2, 3]. Być może zawartość CO była śladowa. W gazach wylotowych stwierdzono natomiast dodatkowe strumienie gazów C₄₊. Wyniki uzyskane dla zastosowanych warunków procesowych przedstawiono w tablicy 1. Wydajności poszczególnych strumieni gazowych podano w g/h. Pominięto udział strumienia wodoru oraz siarkowodoru.

Wyniki przedstawione w tablicy 1 wyraźnie wskazywały na występowanie reakcji dekarboksylacji, a także – biorąc pod uwagę stosunkowo duży strumień metanu – na odwrotną reakcję gazu wodnego (RWGSR) i metanizację tlenu węgla [2, 3, 9, 12]. Nie udało się ustalić, jaka część gazów była zatrzymywana (ulegała rozpuszczeniu) w fazach ciekłych uzyskiwanych w procesie (faza węglowodorowa i wodna – patrz równania reakcji (1)–(5)).

Stwierdzono obecność strumieni butanów i pentanów w strumieniu gazów wylotowych z reaktora, w tym form „izo-” (wielkości strumieni tych gazów były porównywalne

ze strumieniami form „n-” odpowiednich węglowodorów). Odnotowano również stosunkowo niewielki strumień etanu, podobnie jak śladową zawartość w strumieniu tychże gazów węglowodorów cięższych, C₆₊.

Zaobserwowano, że strumienie butanów i pentanów wzrastają około dwukrotnie wraz ze wzrostem temperatury od 320°C do 400°C. Z drugiej strony, stwierdzono, że strumienie te są już wyraźne w temperaturze 320°C. Strumień propanu pozostawał względnie stały, nawet w wyższych temperaturach badanego zakresu. Po uwzględnieniu stechiometrii reakcji wyciągnięto wniosek, że w badanym układzie nie powstawał dodatkowy propan (względnie powstawał w ilości śladowej) na skutek reakcji innych niż reakcje hydrokonwersji: hydroodtlenniania, dekarboksylacji i dekarbonylacji kwasów tłuszczowych.

Postawiono hipotezę, że metan powstający w układzie był rezultatem zachodzenia wyłącznie reakcji metanizacji tlenu węgla, powstającego w równowagowej odwrotnej reakcji gazu wodnego [2, 9, 12]. Ewentualny wzrost strumienia metanu był związany ze zwiększeniem się strumienia ditlenku węgla. Na szczególną uwagę zasługują w tym względzie wyniki uzyskane dla temperatur 380°C i 400°C. W warunkach tych stwierdzono intensyfikację strumienia ditlenku węgla przy względnie niezmiennych zawartościach pozostałych składników, jak również zwiększony strumień metanu. Badania powtórzone kilkakrotnie, uzyskując analogiczne wyniki. Zjawisko to wytłumaczono nasileniem się procesów termicznej dekompo-

zycji triglicerydów w stosunkowo wysokich temperaturach. Zwiększony strumień metanu był natomiast w tym przypadku wynikiem silniejszej odwrotnej reakcji gazu wodnego, z racji większego strumienia ditlenku węgla i metanizacji CO [9].

Istotnym faktem była nieobecność w gazach wylotowych CO (względnie jego bardzo niska zawartość), zwłaszcza że tlenek węgla był typowo stwierdzany przez innych autorów [1–3, 12]. Jednoznaczne wyjaśnienie tego zjawiska wymaga dalszych badań.

Na podstawie uzyskanych wyników postawiono hipotezę, że formowanie się lekkich węglowodorów gazowych w procesie hydrokonwersji triglicerydów wykazuje istotne podobieństwo do procesu hydrokrakingu. Porównano warunki procesu hydrokonwersji z warunkami zachodzenia hydrokrakingu frakcji węglowodorowych [10]. Stwierdzono, że są one zbliżone, podobnie jak stosowane w obu procesach katalizatory (siarczkowa forma katalizatora NiMo na nośniku o charakterze kwasowym – $\gamma\text{Al}_2\text{O}_3$) [10].

Hydrokraking jest prowadzony typowo w zakresie temperatur $350\div 450^\circ\text{C}$ i przy ciśnieniu od 0,7 MPa do 15 MPa [10],

natomiast hydrokonwersja triglicerydów (choćby według warunków procesu NExBTL) także przebiega w zakresie temperatur $350\div 450^\circ\text{C}$, przy ciśnieniu w zakresie $4,8\div 15,2$ MPa [4–7]. Są to zatem warunki korzystne dla zachodzenia hydrokrakingu. Nie tłumaczy to jednak w sposób jednoznaczny występowania tych reakcji w zakresie temperatur poniżej 350°C . Najprawdopodobniej decydującym w tym przypadku czynnikiem były indywidualne cechy zastosowanego katalizatora.

Pojawiające się w procesie hydrokonwersji triglicerydów na skutek reakcji krakingu strumienie lekkich węglowodorów mogą wydawać się relatywnie niewielkie, warto więc przyjrzeć się im nieco szerzej. Łączny strumień gazowych węglowodorów powstających w układzie w danych warunkach procesowych na skutek reakcji krakingu wynosi około $0,18\div 0,27$ g/h, w przypadku podawania naturalnego oleju rzepakowego (triglicerydów) rzędu 36 g/h. Przenosząc to na warunki przemysłowe, łatwo obliczyć, że z jednej tony oleju roślinnego podczas hydrokonwersji triglicerydów powstanie strumień butanów i pentanów rzędu kilku Nm^3/h .

Podsumowanie i wnioski

W procesie hydrokonwersji triglicerydów mogą zachodzić reakcje charakterystyczne dla hydrokrakingu. Decydujące znaczenie dla wystąpienia reakcji krakingu ma indywidualna aktywność oraz selektywność stosowanego katalizatora.

W świetle przedstawionych wyników stwierdzono, że prowadząc hydrokonwersję triglicerydów, w tym w wariancie *co-processingu* (w mieszaninie olejów roślinnych i/lub tłuszczów naturalnych z frakcją węglowodorową), za pomocą typowych katalizatorów hydorafinacyjnych typu NiMo, należy brać pod uwagę wystąpienie zjawiska krakingu nawet w zakresie relatywnie niskich temperatur (320°C). Nieznaczny kraking samej frakcji węglowodorowej zastosowanej w niniejszych badaniach wskazuje, że zjawisko to dotyczy głównie biologicznej części surowca. Zawartości strumieni lekkich węglowodorów: n-butanu i izobutanu oraz

n-pentanu i izopentanu są porównywalne. Notuje się także relatywnie niewielkie strumienie etanu oraz węglowodorów C_{6+} . Podobne w proporcjach wydajności węglowodorów lekkich notuje się typowo dla procesu hydrokrakingu [10]. W zakresie temperatur powyżej 360°C wydajność strumieni gazowych węglowodorów: butanów i pentanów, w tym ich form rozgałęzionych („izo-”), wyraźnie wzrasta, co świadczy o nasileniu się reakcji hydrokrakingu.

Wykonane badania mają istotne znaczenie dla prowadzenia procesu hydrokonwersji olejów i/lub tłuszczów zwierzęcych w warunkach przemysłowych w celu uzyskiwania biokomponentów paliwowych. Jak wynika z otrzymanych wyników, układy oczyszczania obiegowego gazu wodoro- wymagają uwzględnienia obok tlenków węgla oraz metanu i propanu również węglowodorów cięższych – C_{4+} .

Prosimy cytować jako: Nafta-Gaz 2014, nr 1, s. 31–26

Artykuł powstał w wyniku realizacji prac badawczych prowadzonych w INiG na zlec. MNiSW. Prace statutowe pt.: *Badanie mechanizmu procesu hydroodtleniania olejów pochodzenia roślinnego* – DK-4100-99/08; *Konwersja olejów naturalnych do komponentów paliwowych. Wyznaczenie entalpii tworzenia triglicerydów kwasów tłuszczowych* – DK-5121-52/08; *Biopaliwa II generacji. Wodorowe procesy rafineryjne w zastosowaniu do produkcji węglowodorowych paliw z olejów tłuszczowych* – DK-5100-76/09.

Literatura

[1] Baladincz P., Toth C., Hancsok J.: *Production of Second Generation Renewable Diesel Fuel via Co-processing of Lard and Straight Run Gas Oil Mixtures*. 8th International

Colloquium Fuels Conventional and Future Energy for Automobiles, Esslingen, Germany, 19–20 January 2011, TAE Proceedings, pp. 375.

- [2] Donnis B., Egeberg R. G., Blom P., Knudsen K. G.: *Hydro-processing of Bio-Oils and Oxygenates to Hydrocarbons. Understanding the Reaction Routes*. Top. Catal. 2009, vol. 52, pp. 229–240.
- [3] Egeberg R., Michaelsen N., Skyum L., Zeuthen P.: *Hydrotreating in the production of green diesel*. Petroleum Technology Quarterly 2010, Q2, pp. 110–113.
- [4] Jakkula J., Aalto P., Niemi V., Kiiski U., Nikkonen J., Piirainen O.: *Fuel composition for a diesel engine*. Patent EP 1398364, US 200455209, 2004.
- [5] Jakkula J., Aalto P., Niemi V., Kiiski U., Nikkonen J., Piirainen O.: *Diesel fuel composition, comprising components based on biological raw material, obtained by hydrogenating and decomposition of fatty acids*. Patent WO 2004022674, 2004.
- [6] Jakkula J., Aalto P., Niemi V., Kiiski U., Nikkonen J., Piirainen O.: *Fuel Composition for a Diesel Engine*. Patent US 7279018 B2, 2007.
- [7] Jakkula J., Niemi V., Nikkonen J., Purola V., Mylloya J., Aalto P., Lehtonen J., Alopaeus V.: *Process for producing a hydrocarbon component of biological origin*. Patent EP 1396531, 2004.
- [8] Jeczmiónek L., Lubowicz J.: *Hydrokonwersja olejów i tłuszczów naturalnych do węglowodorów*. Nafta-Gaz 2009, nr 1, s. 29–36.
- [9] Jeczmiónek L.: *Zagadnienia hydrokonwersji olejów roślinnych i tłuszczów zwierzęcych do węglowodorowych biokomponentów parafinowych (HVO)*. Prace Naukowe INiG 2012, nr 185.
- [10] *Kraking katalityczny*; www.nw.pwr.wroc.pl/~trawczynski/wyklady/kraking-kat.pdf (dostęp: październik 2010 r.).
- [11] Krar M., Kovacs S., Boda L., Leveles L., Thernesz A., Wahlné Horvath I., Hancsok J.: *Fuel purpose hydrotreating of vegetable oil on NiMo/Al₂O₃ catalyst*. Hungarian Journal of Industrial Chemistry 2009, vol. 37, issue 2, pp. 107–111.
- [12] Melis S.: *Albemarle Catalytic Solutions for the Co-processing of Vegetable Oil in Conventional Hydrotreaters*. Catalyst Courier 2008, issue 73, pp. 6–8.
- [13] Mikulec J., Cvengros J., Jorikova L., Banic M., Kleinova A.: *Second generation diesel fuel from renewable sources*. Journal of Cleaner Production 2010, vol. 18, issue 9, pp. 917–926.
- [14] Varga Z., Hancsok L., Nagy G., Polczmann G.: *Quality improvement of heavy gas oils on NiMo and CoMo catalysts*. 7th International Symposium MOTOR FUELS, Slovakia, Tatranske Matliare, 19-22 June 2006, In proceedings, pp. 328–339.



Dr inż. Łukasz JECZMIÓNEK
 Adiunkt w Zakładzie Paliw i Procesów Katalitycznych.
 Instytut Nafty i Gazu – Państwowy Instytut Badawczy
 ul. Lubicz 25A
 31-503 Kraków
 E-mail: lukasz.jeczmionek@inig.pl

OFERTA

ZAKŁAD PALIW I PROCESÓW KATALITYCZNYCH

Zakres działania:

- opracowywanie, rozwijanie i wdrażanie technologii produkcji LPG, benzyn silnikowych, paliw lotniczych, olejów napędowych, biopaliw I i II generacji oraz olejów opałowych, prowadzenie nadzoru technologicznego nad opracowanymi i wdrożonymi technologiami;
- ocena i atestacja komponentów paliwowych, w tym biokomponentów I i II generacji oraz komponentów ze źródeł alternatywnych;
- opracowywanie technologii uszlachetniania paliw i biopaliw silnikowych oraz olejów opałowych i rozpuszczalników, dobór odpowiednich dodatków uszlachetniających;
- wykonywanie badań i ekspertyz dotyczących jakości paliw i biopaliw silnikowych, olejów opałowych, rozpuszczalników i ich komponentów oraz ocena zgodności ze specyfikacją;
- ocena skażenia mikrobiologicznego paliw w systemie produkcji i dystrybucji;
- ocena właściwości niskotemperaturowych olejów napędowych i opałowych;
- badania stabilności pozostałościowych olejów opałowych i kompatybilność ich komponentów;
- opracowywanie, rozwijanie i wdrażanie nowych wodorowych procesów katalitycznych, ocena testowa i procesowa katalizatorów stosowanych w przemyśle rafineryjnym w procesach zeoformingu, hydroodsiarczania, hydrorafinacji i katalitycznego odparafinowania;
- ocena oddziaływania na środowisko paliw, biopaliw i innych produktów pochodzących z przemysłu rafineryjnego i petrochemicznego w oparciu o analizę cyklu życia produktu (LCA).



Kierownik: mgr inż. Jan Lubowicz
Adres: ul. Łukasiewicza 1, 31-429 Kraków
Telefon: 12 617-76-69
Faks: 12 617-75-22
E-mail: jan.lubowicz@inig.pl

