

## HYDRORAFINACE PLYNOVÉHO OLEJE S PŘÍDAVKEM UPOTŘEBENÉHO FRITOVACÍHO OLEJE

Pavel Šimáček <sup>a</sup>, David Kubička <sup>b</sup>, Milan Pospíšil <sup>a</sup>, Gustav Šebor <sup>a</sup>

<sup>a</sup> Ústav technologie ropy a alternativních paliv, Vysoká škola chemicko-technologická v Praze,  
Technická 5, 166 28 Praha 6, simacekp@vscht.cz

<sup>b</sup> Výzkumný ústav anorganické chemie, a.s., Úsek rafinérského a petrochemického výzkumu,  
436 70 Litvínov - Záluží, david.kubicka@vuanch.cz

*V laboratorním průtočném reaktoru byla při teplotách 330, 340 a 350 °C a za tlaku 4 MPa provedena hydrogenační rafinace atmosférického plynového oleje (APO) obsahujícího přídavek 10 % hm. upotřebeného fritovacího oleje (UFO). Za stejných reakčních podmínek byly provedeny i referenční experimenty, při kterých byl jako nástřík použitý čistý APO. Získané produkty byly hodnoceny s využitím plynové chromatografie a standardních zkušebních metod určených pro ropné produkty. Bylo zjištěno, že UFO obsažený ve směsném nástříku byl zcela konvertován na uhlovodíky. V článku jsou podrobně diskutovány složení a fyzikálně-chemické vlastnosti všech připravených produktů.*

*Klíčová slova: hydrogenační rafinace, hydrorafinace, upotřebený fritovací olej*

Došlo 1. 2. 2012, přijato 9. 3. 2012

### 1 Úvod

Klasická bionafta (metylestery mastných kyselin nebo z angličtiny Fatty Acid Methyl Esters - FAME) má ve srovnání s minerální motorovou naftou řadu nevýhod. Za nejproblematictější vlastnost klasické bionafty je považována nízká oxidační stabilita, která úzce souvisí s přítomností nenasyčených vazeb v uhlovodíkových řetězcích molekul metylesterů. Z dalších nedostatků bionafty lze jmenovat např. agresivitu vůči některým elastomerním konstrukčním materiálům, riziko hydrolyzy doprovázené tvorbou kyselých produktů nebo větší sklon k průniku bionafty do motorového oleje. Uvedené nedostatky se nepříznivě projevují nejen u čisté bionafty (B100), nýbrž i u paliv, která tuto biosložku obsahují (směsné nafty, motorová nafta dle ČSN EN 590).

Základní surovinu pro výrobu bionafty, rostlinný olej, lze zpracovat i odlišným způsobem, než je transesterifikace metanolem (příp. jiným alkoholem) na metylestery. Hydrogenačním zpracováním rostlinných olejů vzniká směs nasycených alifatických uhlovodíků, které jsou přirozenou součástí klasické minerální motorové nafty [1]. Poměrně jednoduchou cestou tak lze vyrobit alternativní „bionaftu“, která nemá nedostatky typické pro FAME. Díky vysokému obsahu *n*-alkanů má taková „uhlovodíková bionafta“ vysoký cetanový index, avšak na druhé straně také ne příliš příznivé nízkoteplotní vlastnosti [2]. Obsah *n*-alkanů je však možné do jisté míry ovlivnit optimalizací reakčních podmínek a výběrem vhodného katalyzátoru [3]. Jako druhá možnost snížení obsahu *n*-alkanů, resp. zlepšení nízkoteplotních vlastností, přichází v úvahu dvoustupňové zpracování rostlinného oleje, ve kterém je hydrogenační transformace rostlinných olejů na uhlovodíky (1. stupeň) následovaná izomerací (2. stupeň) [4]. Posledně jmenovaným způsobem vyrábí společnost Neste Oil produkt nesoucí označení NExBTL, který se používá jako standardní biokomponenta pro výrobu motorových

naft. Vedle toho se produkt NExBTL používá rovněž v čisté formě jako palivo pro vznětové motory pod obchodním jménem Neste Green 100 [5]. Začlenění technologie hydrogenačního zpracování rostlinného oleje do ropné rafinérie se zdá být logickým krokem vzhledem k dostupnému zdroji vodíku a technologiím pro zpracování rafinérských plynů a odpadních vod (při procesu vzniká jako vedlejší produkt propan a voda, příp. CO<sub>2</sub> a CH<sub>4</sub>).

Oddělená výroba „uhlovodíkové bionafty“ v samostatné výrobní jednotce sice poskytuje široký prostor pro optimalizaci celého výrobního procesu, avšak vyžaduje výstavbu nových technologických zařízení pro zpracování příslušného množství rostlinných olejů. Další možností přeměny rostlinných olejů na uhlovodíky je využití vhodných rafinérských technologií a kapacit pro společné zpracování rostlinných olejů a ropné suroviny. Ze zavedených rafinérských technologií přichází v úvahu především hydrokrakování a hydrogenační rafinace plynového oleje. Hydrogenační a deoxidační reakce rostlinného oleje probíhají sice mnohem rychleji než desulfurace ropné suroviny [6], avšak při procesech společného hydrogenačního zpracování rostlinných olejů a ropné suroviny je třeba počítat s větší spotřebou vodíku a s větším zatížením katalyzátoru.

Hydrogenační rafinace středních destilátů probíhá zpravidla při nižších teplotách než hydrokrakování těžších ropných frakcí. Rozsah štěpení vazeb uhlík-uhlík je při hydrogenační rafinaci poměrně malý, z čehož vyplývá maximalizace výtěžku uhlovodíků vzniklých z rostlinného oleje ve prospěch středních destilátů resp. motorové nafty. Při relativně nízké reakční teplotě (ve srovnání s hydrokrakováním) však z rostlinných olejů vzniká uhlovodíková směs bohatá na *n*-alkany [6]. Při ne příliš vysokých požadavcích na nízkoteplotní vlastnosti motorové nafty nepředstavuje z tohoto pohledu omezený přídavek rostlinného oleje do nástříku (do

10 %) pro hydrorafinaci významnější problém [7]. Jako příklad lze uvést brazilskou společnost Petrobras, která pod označením H-Bio implementovala do výroby motorové nafty technologii společné hydrogenační rafinace středního ropného destilátu a rostlinného oleje [8].

Jak klasickou bionaftu (FAME), tak výše popsanou „uhlovodíkovou bionaftu“ (produkt hydrogenačního zpracování rostlinného oleje) lze vyrábět i z méně ušlechtilých surovin, než jsou rostlinné oleje primárně určené pro potravinářskou produkci. Surovina pro výrobu těchto biopaliv musí mít pouze chemický charakter tuku (triglyceridy mastných kyselin), příp. volných mastných kyselin. Oba výše zmíněné druhy bionafty lze tak principiálně vyrábět např. z upotřebených fritovacích olejů či z kafilerního tuku. Následující článek je věnován využití upotřebeného fritovacího oleje jako komponenty nástřiku pro hydrogenační rafinaci atmosférického plynového oleje.

## 2. Experimentální část

Jako základní surovina pro hydrogenační rafinaci byl použit nerafinovaný atmosférický plynový olej (APO) pocházející z průmyslové atmosférické destilace ropy. Čistý APO byl použit jako nástřik pro referenční experimenty a jako majoritní komponenta pro přípravu směšného nástřiku obsahujícího 90 % hm. APO a 10 % hm. upotřebeného fritovacího oleje (UFO). Základní fyzikálně-chemické vlastnosti APO a UFO (upravené filtrací) jsou uvedeny v tab. 1 a 2.

**Tabulka 1** Vlastnosti atmosférického plynového oleje použitého jako základní surovina pro hydrorafinaci

Parametr	Hodnota
Hustota při 15 °C ( $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ )	848,4
Síra ( $\text{mg} \cdot \text{kg}^{-1}$ )	7700
Dusík ( $\text{mg} \cdot \text{kg}^{-1}$ )	113
Bromové číslo ( $\text{g Br}_2 \cdot 100 \text{ g}^{-1}$ )	3,5
Do 250 °C předdestiluje (% obj.)	24
Do 350 °C předdestiluje (% obj.)	88
95 % obj. předdestiluje při (°C)	368
Teplota vylučování parafinů (°C)	2
Teplota tekutosti (°C)	-5

**Tabulka 2** Vlastnosti upotřebeného fritovacího oleje

Parametr	Hodnota
Hustota při 15 °C ( $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ )	923,0
Síra ( $\text{mg} \cdot \text{kg}^{-1}$ )	11
Dusík ( $\text{mg} \cdot \text{kg}^{-1}$ )	63
Fosfor ( $\text{mg} \cdot \text{kg}^{-1}$ )	3,5
Draslík ( $\text{mg} \cdot \text{kg}^{-1}$ )	0,9
Hořčík ( $\text{mg} \cdot \text{kg}^{-1}$ )	1,1
Sodík ( $\text{mg} \cdot \text{kg}^{-1}$ )	3,1
Vápník ( $\text{mg} \cdot \text{kg}^{-1}$ )	1,5
Číslo kyselosti ( $\text{mg KOH} \cdot \text{g}^{-1}$ )	0,6
Jodové číslo ( $\text{g I}_2 \cdot 100 \text{ g}^{-1}$ )	105,0

Hydrorafinační experimenty byly provedeny v laboratorní elektricky vyhřívané průtočné jednotce s reaktorem o délce 900 mm a vnitřním průměru 40 mm. Jako katalyzátor byl použit komerční hydrorafinační katalyzátor typu Ni-Mo/alumina. Celkový objem katalyzátoru umístěného v katalytickém loži reaktoru činil  $100 \text{ cm}^3$ . Hydrogenační rafinace obou typů nástřiků probíhala za konstantního tlaku 4 MPa. Při průtoku nástřiku  $87 \text{ g} \cdot \text{hod}^{-1}$  činila hodnota WHSV  $1,0 \text{ h}^{-1}$ . Celkem bylo provedeno 6 hydrorafinačních experimentů, během nichž byly oba typy nástřiků zpracovány při teplotě 330, 340 a 350 °C.

Všechny produkty hydrogenační rafinace byly charakterizovány technikou simulované destilace provedenou na plynovém chromatografu Trace Ultra (Thermo Scientific) vybaveného kapilární kolonou Agilent J&W CP-SimDist UltiMetal (10 m x 0,53 mm; tloušťka filmu: 0,17  $\mu\text{m}$ ). Semikvantitativní stanovení obsahu *n*-alkanů bylo v rámci chromatografického „fingerprintu“ produktů provedeno na plynovém chromatografu Agilent 6890 vybaveném kapilární kolonou HP-Ultra 1 (12 m x 0,32 mm; tloušťka filmu 0,52  $\mu\text{m}$ ). Ostatní fyzikálně-chemické vlastnosti produktů hydrogenační rafinace byly stanoveny s využitím vhodných standardizovaných metod určených pro motorové nafty, bionafty, resp. ropné výrobky (viz tab. 3).

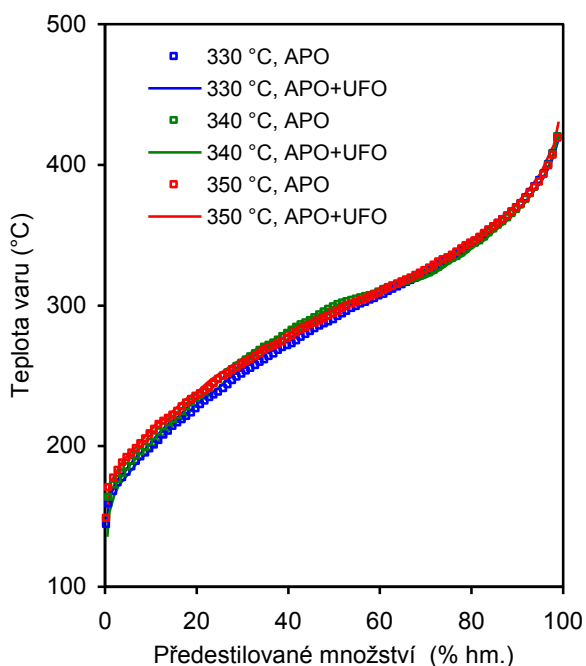
**Tabulka 3** Přehled použitých zkušebních metod

Parametr	Metoda
Hustota	EN ISO 12185
Kinematická viskozita	ASTM D7042
Obsah síry	EN ISO 20846
Obsah dusíku	ASTM D5762
Obsah vody	EN ISO 12937
Bod vzplanutí	EN ISO 2719
Cetanový index	EN ISO 4264
Číslo kyselosti	EN 14104
Destilační zkouška	EN ISO 3405
Teplota vylučování parafinů	EN 23015
Filtrovatelnost - CFPP	EN 116
Teplota tekutosti	EN ISO 3016

## 3. Výsledky a diskuse

Produkty připravené ze směšné suroviny obsahující UFO se svým destilačním profilem téměř neliší od produktů připravených z čistého APO. Poloha a tvar destilační křivky nebyly navíc výrazněji ovlivněny ani reakční teplotou. Tyto skutečnosti dobře ilustruje obr. 1, na němž jsou uvedeny destilační křivky simulované destilace všech produktů. Vzhledem k tomu, že použité uspořádání simulované destilace umožňuje stanovit destilační charakteristiku vzorků do cca 730 °C, z výsledků dále vyplývá, že produkty společné hydrorafinace neobsahují významnější množství nezreagovaného rostlinného oleje. V opačném případě by bylo na destilační křivce patrné plató (úsek rovnoběžný

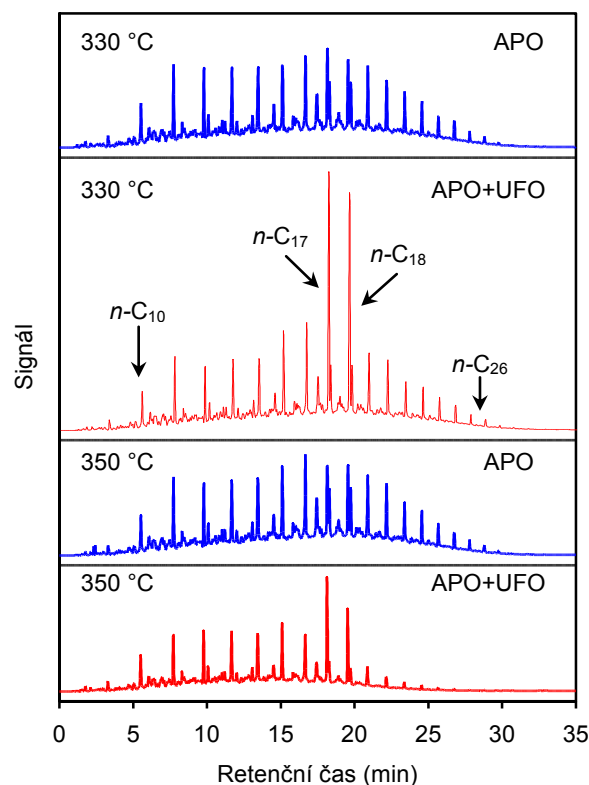
s osou x) nacházející se v oblasti kolem teploty 600 °C (přibližný bod varu majoritních složek rostlinných olejů).



**Obr. 1** Destilační křivky (simulovaná destilace) produktů hydrogenační rafinace atmosférického plynového oleje (APO) a APO obsahujícího 10 % hm. upotřebeného fritovacího (UFO)

Na obr. 2 jsou pro ilustraci uvedeny chromatografické záznamy (chromatografické „fingerprinty“) z analýzy produktů získaných při extrémních reakčních teplotách. Z obrázku je patrné, že při zpracování suroviny obsahující UFO dochází k viditelnému nárůstu obsahu *n*-alkanů  $C_{17}$  a  $C_{18}$ , které představují primární produkty transformace majoritních komponent rostlinných olejů (v glyceridech vázané  $C_{18}$  mastné kyseliny). Kvantitativní porovnání obsahu klíčových *n*-alkanů ve všech produktech hydrogenační rafinace je uvedeno na v tab. 4. Přestože výsledky tohoto stanovení nelze považovat za absolutní, pro účely porovnání jednotlivých produktů přináší dostatečně jasné informace o trendech ve složení jednotlivých produktů. Z tab. 4 je patrné, že v produktech získaných z čistého APO je obsah klíčových *n*-alkanů relativně nízký a prakticky nezávislý na teplotě hydrogenace. Oproti tomu produkty připravené ze suroviny s přídavkem UFO mají při teplotě zpracování 330 a 340 °C výrazně vyšší obsah  $C_{17}$  a  $C_{18}$  *n*-alkanů, při reakční teplotě 350 °C však dochází ke značnému poklesu obsahu těchto uhlovodíků. Přesto však při teplotě 350 °C obsahuje produkt připravený ze směsné suroviny stále více než dvojnásobné množství *n*-alkanů  $C_{17}$  a  $C_{18}$  než produkt hydrogenace čistého APO. Z výše diskutovaných pozorování lze usuzovat, že při vyšší reakční teplotě se rostlinný olej transformuje ve větší míře na *i*-alkany na úkor *n*-alkanů.

Přehled fyzikálně-chemických vlastností všech produktů získaných během hydrogenačních experimentů je uveden v tab. 5. Z hlediska požadavků na motorovou naftu vykazují všechny produkty standardní hodnoty hustoty i viskozity. Produkty pocházející z hydrogenace suroviny obsahující UFO vykazují o 2 až 5  $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$  nižší hodnoty hustoty než příslušné produkty získané hydrogenací čistého APO.



**Obr. 2** Chromatogramy vybraných produktů hydrogenační rafinace atmosférického plynového oleje (APO) a APO obsahujícího 10 % hm. upotřebeného fritovacího (UFO)

**Tabulka 4** Orientační obsah vybraných *n*-alkanů (% hm.) v produktech hydrogenační rafinace atmosférického plynového oleje (APO) a APO obsahujícího 10 % hm. upotřebeného fritovacího (UFO)

<i>n</i> -alkan	330 °C		340 °C		350 °C	
	APO	APO UFO	APO	APO UFO	APO	APO UFO
<i>n</i> - $C_{15}$	1,2	1,3	1,1	1,4	1,1	1,3
<i>n</i> - $C_{16}$	1,1	1,3	1,1	1,4	1,1	1,3
<i>n</i> - $C_{17}$ <sup>1</sup>	<b>1,3</b>	<b>4,5</b>	<b>1,3</b>	<b>4,6</b>	<b>1,3</b>	<b>2,6</b>
<i>n</i> - $C_{18}$ <sup>1</sup>	<b>1,1</b>	<b>4,1</b>	<b>1,1</b>	<b>4,0</b>	<b>1,1</b>	<b>2,9</b>
<i>n</i> - $C_{19}$	1,0	1,1	1,0	1,1	1,1	1,1
<i>n</i> - $C_{20}$	0,8	0,8	0,8	0,7	0,8	0,8

<sup>1</sup> hlavní produkty hydrokrakování rostlinných olejů

**Tabulka 5** Vlastnosti produktů hydrorafinace atmosférického plynového oleje (APO) a APO obsahujícího 10 % upotřebeného fritovacího oleje (UFO)

Parametr	330 °C		340 °C		350 °C	
	APO	APO+UFO	APO	APO+UFO	APO	APO+UFO
Hustota při 15 °C (kg·m <sup>-3</sup> )	835,8	833,4	836,0	831,9	837,8	832,9
Kin. viskozita při 40 °C (mm <sup>2</sup> ·s <sup>-1</sup> )	3,29	3,42	3,35	3,30	3,49	3,65
Síra (mg·kg <sup>-1</sup> )	52	127	18	56	4	14
Dusík (mg·kg <sup>-1</sup> )	14	17	8	8	5	9
Voda (mg·kg <sup>-1</sup> )	15	40	22	60	55	60
Bod vzplanutí (°C)	77	79	78	72	82	85
Cetanový index	56,4	59,5	57,3	59,8	57,2	59,8
Číslo kyselosti (mg KOH·g <sup>-1</sup> )	0,02	0,02	0,02	0,03	0,02	0,01
Do 250 °C předestiluje (% obj.)	27	23	24	24	24	22
Do 350 °C předestiluje (% obj.)	90	88	88	88	88	88
95 % obj. předestiluje při (°C)	364	370	372	374	370	377
Teplota vylučování parafinů (°C)	0	2	3	5	2	6
Filtrovatelnost - CFPP (°C)	-3	-3	-3	-4	-4	1
Teplota tekutosti (°C)	-6	-6	-6	-6	-6	-3

S rostoucí teplotou hydrogenační rafinace klesá obsah síry ve všech produktech. Při dané reakční teplotě je však obsah síry v produktech připravených ze suroviny obsahující UFO více než dvojnásobný v porovnání s produkty hydrorafinace čistého APO. S přihlédnutím k nízkému obsahu síry v upotřebeném fritovacím oleji (11 mg·kg<sup>-1</sup>) je zřejmé, že vyšší obsah síry v produktech připravených ze suroviny obsahující UFO je způsoben nedostatečnou desulfurací ropné suroviny. Tento jev zřejmě souvisí s odlišným zatížením katalyzátoru při hydrogenaci kvalitativně odlišných surovin. Při hydrorafinaci směsného nástřiku totiž dochází vedle vlastní desulfurace ropné suroviny i k hydrogenacím, hydrodeoxydačním a dekarboxylačním reakcím rostlinného oleje. Dochází tak k většímu zatížení katalyzátoru, které je způsobené soupeřením více typů reakcí.

U všech produktů splňují výsledky klasické destilační zkoušky požadavky na motorovou naftu v parametrech množství předestilovaného do 250 resp. 350 °C (R250 resp. R350). Parametr teploty, při které předestiluje 95 % obj. vzorku (T95) překročil ve všech případech horní limit 360 °C (naměřené hodnoty se pohybovaly v rozmezí 364 až 377 °C), avšak na tomto místě je třeba uvést, že tomuto parametru nevyhověl ani surový APO (naměřená hodnota: 368 °C). V parametru T95 sice byly mezi vzorky zjištěny jisté rozdíly, nicméně s přihlédnutím k výsledkům simulované destilace nebyl jednoznačně prokázán vliv přítomnosti UFO v nástřiku na zhoršení tohoto parametru. Vzhledem k nízkým nebo ve většině případů srovnatelným hodnotám nebyl prokázán ani vliv přítomnosti UFO v nástřiku na obsah dusíku, obsah vody a bod vzplanutí.

Všechny produkty hydrorafinace směsné suroviny měly o 2 až 3 jednotky vyšší cetanový index než příslušné produkty pocházející ze zpracování čistého APO. Tento rozdíl je pravděpodobně způsoben povahou pro-

duktů transformace rostlinných olejů. Tyto nearomatické uhlovodíky obsahující především *n*-alkany a *i*-alkany mají vyšší cetanový index než hydrorafinovaný APO, a zvyšují tak cetanový index výsledné směsi. Podobné trendy a rozdíly lze očekávat i u cetanového čísla.

Velice nízké a naprosto srovnatelné hodnoty čísla kyselosti svědčí o tom, že produkty společné hydrogenace APO a UFO neobsahují meziproducty hydrogenační transformace rostlinných olejů na uhlovodíky, tj. volné masné kyseliny. S přihlédnutím k výsledkům simulované destilace, které neprokázaly přítomnost nezreagovaného rostlinného oleje, lze předpokládat, že přeměna rostlinného oleje na uhlovodíky byla při všech reakčních teplotách úplná.

S výjimkou teploty vylučování parafinů (TVP) se nízkoteplotní vlastnosti jednotlivých produktů od sebe příliš nelišily. Vzhledem k malým rozdílům v hodnotách TVP není možné jednoznačně určit vliv reakční teploty na tento parametr. Co se týče vlivu suroviny, všechny produkty získané z hydrogenace nástřiku obsahujícího UFO vykazovaly alespoň o 2 °C vyšší hodnoty než příslušné produkty získané z čistého APO. Ne příliš velký, nicméně systematický, posun směrem k vyšším hodnotám TVP by bylo možné vysvětlit vyšším obsahem *n*-alkanů, které mají horší nízkoteplotní vlastnosti. Tím by se sice vysvětloval obecně vliv suroviny, avšak hodnota TVP produktu pocházejícího ze zpracování směsné suroviny při teplotě 350 °C je vyšší než TVP směsných produktů připravených při teplotě 330 resp. 340 °C, přestože obsah klíčových *n*-alkanů je v prvně jmenovaném produktu výrazně nižší. Vzhledem k tomu, že ostatní nízkoteplotní vlastnosti produktu připraveného při teplotě 350 °C z nástřiku obsahujícího UFO vykazovaly rovněž hodnoty, které byly v rozporu předpokládaným trendem, existuje podezření, že tento vzorek byl kontaminován blíže neurčeným druhem nečistot

ovlivňujících diskutované vlastnosti. Pomineme-li výše uvedený problematický vzorek, filtrovatelnost i teplota tekutosti všech ostatních vzorků byly naprosto srovnatelné, nezávislé na reakční teplotě a složení nástříku.

#### 4. Závěr

Při hydrogenační rafinaci atmosférického plynového oleje (APO) obsahujícího 10 % hm. upotřebeného fritovacího oleje (UFO) bylo při teplotách 330 - 350 °C dosaženo úplné konverze UFO na uhlovodíky. Při reakční teplotě 350 °C obsahoval tento produkt menší množství *n*-alkanů C<sub>17</sub> a C<sub>18</sub> než podobné produkty získané při teplotách 330 a 340 °C, avšak stále více než dvojnásobné množství ve srovnání s produkty hydrorafinace čistého APO. Tato skutečnost však neměla nijak zásadní vliv na hodnoty teploty tekutosti a CFPP, které se u všech produktů, s jedinou výjimkou, pohybovaly v rozmezí -6 až -3 resp. -4 až -2 °C.

Produkty hydrogenační rafinace suroviny obsahující UFO měly o 2 až 3 jednotky vyšší cetanový index, avšak na druhé straně také více než dvojnásobný obsah síry v porovnání s příslušnými produkty pocházejícími z hydrorafinace čistého APO.

#### Poděkování

Tato práce byla realizována za finanční podpory MŠMT ČR v rámci projektu č. MSM 6046137304 a výzkumného projektu MPO ČR č. FT-TA3/074.

#### Literatura

1. Šimáček P., Kubička D., Šebor G., Pospíšil M.: Hydroprocessed rapeseed oil as a source of hydrocarbon-based biodiesel; *FUEL* 88, (2009), 456.
2. Šimáček P., Kubička D., Šebor G., Pospíšil M.: Fuel properties of hydroprocessed rapeseed oil; *FUEL* 89, (2010), 611.
3. Šimáček P., Kubička D., Kubičková I., Homola F., Pospíšil M., Chudoba J.: Premium quality renewable diesel fuel by hydroprocessing of sunflower oil; *FUEL* 90 (2011), 2473.
4. Hancsók J., Krár M., Magyar S., Boda L., Holló A., Kalló D.: Investigation of the production of high cetane number bio gas oil from pre-hydrogenated vegetable oils over Pt/HZSM-22/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>; *Microporous and Mesoporous Materials*, 101, (2007), 148.
5. <http://www.nesteoil.com>, staženo 30. 1. 2012
6. Huber G.W., O'Connor P., Corma A.: Processing biomass in conventional oil refineries: Production of high quality diesel by hydrotreating vegetable oils in heavy vacuum oil mixtures; *Applied Catalysis A: General* 329, (2007), 120.
7. Sebos I., Matsoukas A., Apostolopoulos V., Papayannakos N.: Catalytic hydroprocessing of cottonseed oil in petroleum diesel mixtures for production of renewable diesel; *FUEL* 88, (2009), 145.
8. Petrobras\_Biofuels\_May2007.pdf; <http://www2.petrobras.com>, staženo 18. 9. 2009

#### Summary

*P. Šimáček, D. Kubička\*, M. Pospíšil and G. Šebor*

*Department of Petroleum Technology and Alternative Fuels, Institute of Chemical Technology, Prague*

*\*<sup>y</sup> Research Institute of Inorganic Chemistry, Department of Refining and Petrochemical Research, 436 70 Litvínov - Záluží 1*

#### *Hydrotreating of gas oil containing used frying oil*

Hydrotreating of atmospheric gas oil (AGO) containing 10 wt. % of used frying oil (UFO) was carried out in a laboratory flow reactor under the pressure of 4 MPa and at temperature 330, 340 and 350 °C. Reference feed, pure AGO, was hydrotreated under the same reaction conditions. Obtained products were evaluated using gas chromatography and standard test methods designed for petroleum products. It was found that UFO present in the mixed feed was completely converted into hydrocarbons. Composition and physico-chemical properties of all prepared products are discussed.