

KATALYTICKÁ METHANIZACE BIOPLYNU S POUŽITÍM NIKLOVÉHO KATALYZÁTORU

Tomáš Hlinčík, Daniel Tenkrát, Veronika Šnajdrová, Erlisa Baraj

*Ústav plynných a pevných paliv a ochrany ovzduší,
Vysoká škola chemicko-technologická v Praze, Technická 5, 166 28 Praha 6
e-mail: Tomas.Hlincik@vscht.cz*

Katalytická methanizace bioplynu představuje alternativní technologický postup k současnosti používaným metodám tzv. upgradingu bioplynu na biomethan. Nespornou výhodou tohoto postupu je především neporovnatelné zvýšení produkce biomethanu oproti stávajícím technologiím. Článek popisuje katalytickou methanizaci oxidu uhličitého a vodíku na methan a vodu, dále laboratorní testování dvou modelových plynů na niklovém katalyzátoru. První modelový plyn byl zvolen jako porovnávací, obsahoval stechiometrické složení oxidu uhličitého a vodíku (1:4). Druhý modelový plyn obsahoval oxid uhličitý, vodík a methan. Toto složení simulovalo bioplyn doplněný vodíkem, tak aby poměr oxidu uhličitého a vodíku odpovídal stechiometrickému poměru 1:4. K testování byla sestavena laboratorní aparatura, na které probíhalo testování při přetlaku až 6 MPa a teplotách až 320 °C. Bylo zjištěno, že katalyzátor na bázi niklu umožňuje produkci methanu s molárním zlomkem více než 0,9 při teplotách v rozmezí 200 – 220 °C. Nejvyššího molárního zlomku methanu v produkovaném plynu bylo dosaženo při použití modelového bioplynu s vodíkem, kde hodnota molárního zlomku methanu v produkovaném plynu byla až 0,98 při přetlaku 6 MPa.

Klíčová slova: methanizace, bioplyn, nikl, katalyzátor

Došlo 17. 8. 2017 přijato 19. 9. 2017

1. Úvod

Proces katalytické methanizace oxidu uhličitého na methan a vodu nabývá v posledních letech na významu a je mu přisuzována i potenciálně významná role v budoucích energetických systémech, zejména pak v souvislosti s výrobou syntetického zemního plynu (SNG) za využití oxidu uhličitého z antropogenních zdrojů. Technologické procesy výroby methanu, označované jako Power-to-Gas (PtG), jsou založeny na využití přebytků elektrické energie z obnovitelných zdrojů energie (OZE) (zejména větrných, fotovoltaických, ale i vodních elektráren) pro výrobu SNG a jeho následné skladování, přepravu a distribuci klasickou plynárenskou soustavou.

Celý systém je navržený tak, že přebytečná elektrická energie z OZE se v prvním kroku využije k elektrolytické výrobě vodíku za použití alkalických, PEM nebo SOFC elektrolyzérů [1]. Pro methanizační reakci by se potřebný oxid uhličitý získával ze spalín elektráren na fosilní paliva.

Dalším potenciálním a neméně zajímavým zdrojem oxidu uhličitého je bioplyn. V surovém bioplynu se běžně objemový zlomek oxidu uhličitého pohybuje okolo 0,4, zbytek je tvořen methanem a dále nečistotami jako jsou sulfan, vodní pára nebo stopová množství kyslíku.

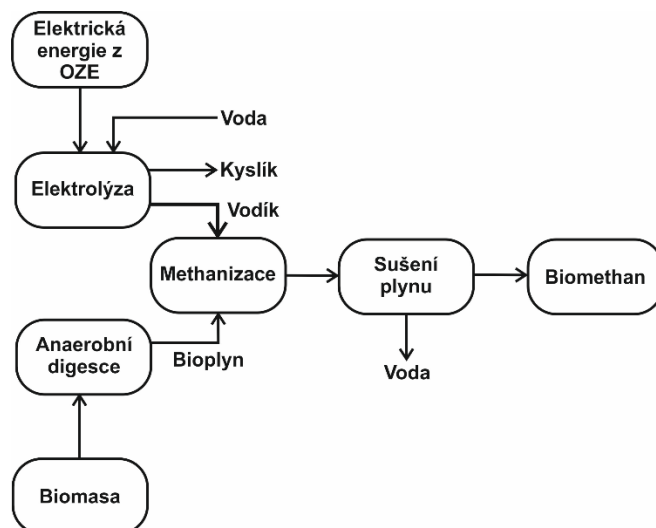
Bioplyn je v rámci Evropy stále častěji využíván pro výrobu biomethanu, tedy bioplynu upraveného na kvalitu zemního plynu [2]. Podle Evropské bioplynové asociace (EBA) bylo na konci roku 2016 v Evropě v provozu 459 biomethanových stanic s roční produkcí

větší než 1.10^9 m³ biomethanu [3, 4]. Ve všech současných biomethanových stanicích je oxid uhličitý při výrobě biomethanu odstraňován pro zvýšení spalného tepla za použití absorpčních PSA metod, tlakové vodní vypírky, chemické vypírky roztokem MEA (monoethanolamin) nebo membránové separace. Takto upravený biomethan lze následně vtlačet do plynovodní sítě, využívat pro pohon motorových vozidel, apod.

Alternativním přístupem k použití výše zmíněných technologií je využití katalytické methanizace bioplynu, označované jako Power-to-Biomethan (PtB). Při tomto způsobu zpracování bioplynu není oxid uhličitý z bioplynu odstraňován, ale k produkovanému plynu je přidáván ve vhodném poměru vodík vyrobený elektrolyzou vody za použití elektrické energie z OZE. Tento přístup nejen že eliminuje nakládání s odpadním CO₂, ale může teoreticky až zdvojnásobit stávající produkci biomethanu.

Schéma této technologie je zobrazeno na obrázku 1. Určitou překážku představují u bioplynu vyrobeného z biomasy anaerobní digesce obsahy proměnlivých koncentrací sulfanu a dalších minoritních sirných sloučenin, fluktuující v závislosti na typu použitého substrátu [5, 6]. Sulfan je třeba před katalytickou reakcí odstranit, protože působí jako katalytický jed a mohl by katalyzátor deaktivovat.

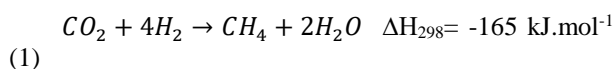
Bioplyn, zbavený sirných sloučenin, je veden do methanizačního reaktoru, ve kterém probíhá katalytická methanizace oxidu uhličitého za použití vodíku na methan a vodu. Za katalytickým rektorem je následně potřeba vyrobený biomethan vysušit, protože během reakce dochází k tvorbě vodní páry.



Obr. 1 Schéma technologie katalytické methanizace bioplynu
Fig. 1 Scheme of biogas catalytic methanation technology

2. Katalytická methanizace

Proces katalytické přeměny oxidu uhličitého nebo oxidu uhelnatého vodíkem na methan a vodu bývá nazýván jako methanizace nebo Sabatierova reakce a je vyjádřen rovnicí 1.



Ačkoliv je methanizace oxidu uhličitého relativně jednoduchá reakce, je popis jejího mechanismu poměrně složitý. Reakce probíhá na povrchu katalyzátoru, takže reakční mechanismus je výrazně ovlivněn konkrétním katalyzátorem. Existují rozdílné názory na to, jaké meziproducty se během tvorby methanu objevují. Zjednodušeně lze možné mechanismy rozdělit na dva základní typy.

První představa předpokládá přeměnu CO_2 na CO a následnou methanizaci CO [7 – 10]. Druhou možností je přímá hydrogenace CO_2 bez vzniku CO jako meziproductu [11]. V současnosti se u většiny používaných katalyzátorů předpokládá mechanismus, při němž vzniká CO [12].

Paul Sabatier byl za výzkum hydrogenace organických sloučenin roku 1912 oceněn Nobelovou cenou. Své experimenty prováděl s plynou směsí vodíku a oxidu uhličitého v poměru 2:1 a 4:1, kde byl jako katalyzátor použit nikl. Methan začal vznikat při teplotě kolem 230 °C. V následujících 20 letech byly prováděny experimenty s niklovým katalyzátorem pro různé složení vstupní směsi a byly také zkoumány výhody γ -aluminu jako nosiče katalyzátoru. V pracích Fischera a Tropsche pak byly jako katalyzátory vyzkoušeny další dostupné kovy, jejichž aktivita klesala v tomto pořadí: $Ru > Ir > Rh > Ni > Co > Os > Pt > Fe > Mo > Pd > Ag$. Z uvedených kovů pak byly nejvíce využívány Ru , Ni , Co , Fe a Mo [13].

Mezi nejaktivnější katalyzátory katalytické methanizace patří kovy VIII. B skupiny jako jsou nikl, ruthenium nebo rhenium. Ruthenium je pro methanizaci nejaktivnější, ale v porovnání s niklem je velmi drahé, a proto byl častěji používán nikl [14]. Katalyzátory na bázi niklu jsou využívány díky jejich vynikajícím vlastnostem spolu s relativně nízkou cenou v porovnání se vzácnými kovy. Nikl je ze všech těchto katalyzátorů nejselektivnější vůči methanu, během procesu methanizace nevznikají žádné vyšší uhlovodíky a jen velmi malé množství oxidu uhelnatého. Jeho katalytická aktivita je velmi vysoká, ačkoliv vzácné kovy jsou aktivnější [15, 16].

Nevýhodou niklových katalyzátorů je, že velmi snadno podléhají deaktivaci způsobené sírnými látkami. Obecně je síra katalytickým jedem pro většinu katalyzátorů, ale nikl je k deaktivaci sírou obzvláště náchylný. Příčinou deaktivace je velmi silná a nevratná adsorpce sulfanu na povrchu katalyzátoru [17].

3. Experimentální část

3.1. Laboratorní aparatura

Pro testování katalytické methanizace byla sestavena laboratorní aparatura, která umožňuje testování do maximální teploty 500 °C a maximálního tlaku 8 MPa. Pro testování katalyzátoru na bázi niklu byly použity modelové směsi plynu.

První modelová směs obsahovala složení, které odpovídalo stechiometrickému poměru oxidu uhličitého a vodíku (1:4). Tato modelová směs byla použita pro získání základního souboru dat sloužícího pro porovnání konverze ve srovnání s modelovým bioplymem.

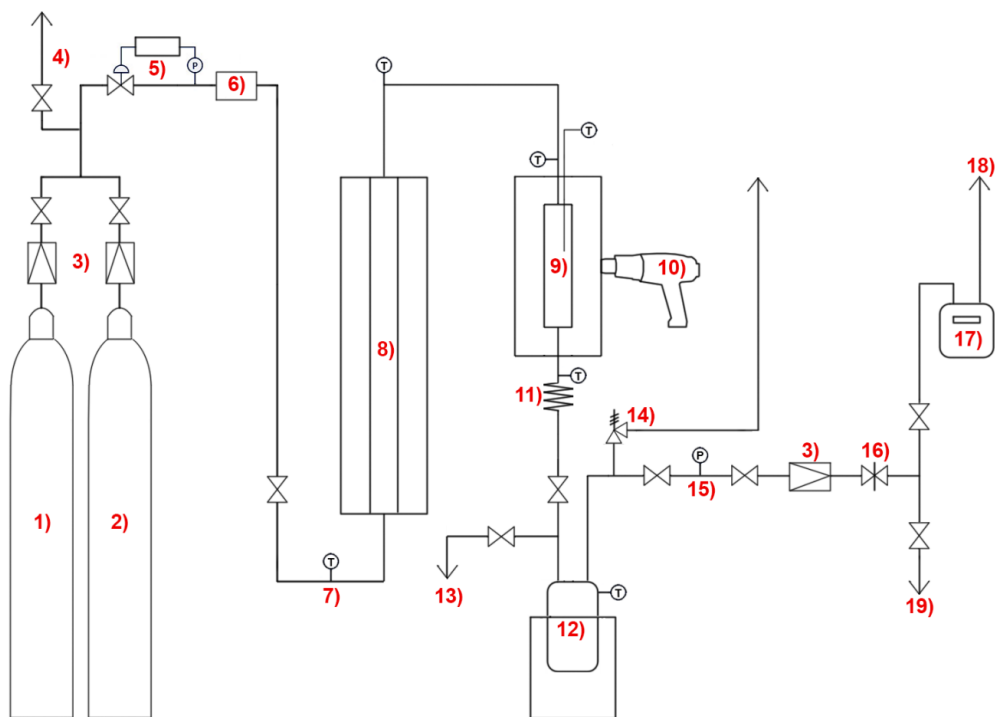
Druhá modelová směs simulovala složení bioplynu a navíc obsahovala vodík v takovém množství, aby poměr vodíku a oxidu uhličitého odpovídal stechiometrickému poměru (1:4).

kému poměru 4:1. Modelová směs plynů obsahovala molární zlomek oxidu uhličitého 0,145, metanu 0,29 a vodíku 0,565.

K laboratorní aparatuře byl kromě modelového plynu připojen dusík a vodík. Dusík sloužil k proplachu a inertizaci laboratorní aparatury po ukončení měření.

Vodík byl používán pro redukci oxidu niklu na aktivní nikl.

Laboratorní aparatura byla sestavena ze stavebních prvků od firmy Swagelok z oceli třídy 316. Schéma aparatury je zobrazeno na obrázku 2.



Obr. 2 Schéma laboratorní aparatury [18]
Fig. 2 Scheme of laboratory apparatus [18]

1) Tlaková láhev s dusíkem/vodíkem; 2) tlaková láhev s modelovým plynem; 3) redukční ventily; 4) ventil pro odtlakování aparatury; 5) regulátor tlaku; 6) tepelně hmotnostní průtokoměr; 7) teplotní čidlo; 8) předehřev reakční směsi; 9) reaktor; 10) programovatelná horkovzdušná pistole; 11) vzdušný chladič; 12) kondenzátor; 13) vypouštění kondenzátu; 14) pojistný ventil; 15) manometr (0 – 10 MPa); 16) jehlový ventil; 17) membránový plynoměr; 18) výstup plynné směsi; 19) odběr vzorku.

1) Gas cylinders N_2/H_2 ; 2) testing gas cylinder; 3) pressure regulating valve; 4) pressure relief valve; 5) pressure control valve; 6) mass flow meter; 7) thermometer; 8) pre-heater; 9) tubular reactor; 10) programmable hot air gun; 11) air-cooler; 12) condenser; 13) condenser drainage; 14) safety pressure relief valve; 15) pressure gauge (0 – 10 MPa); 16) needle valve; 17) diaphragm gas meter; 18) gas outlet; 19) gas sampling point.

Tlak plynu vystupujícího z tlakové láhve byl snížen redukčním ventilem a konečný přetlak uvnitř aparatury byl následně ve druhém stupni regulován na požadovanou hodnotu elektronickým regulátorem tlaku EL - PRES od firmy Bronkhorst High-Tech B. V. v rozsahu 0,6 až 8 MPa. Průtok plynu byl měřen tepelně hmotnostním průtokoměrem EL - FLOW od firmy Bronkhorst High-Tech B. V. v rozsahu 0 - 10 $l \cdot min^{-1}$ (101 325 Pa, 0 °C).

Reakční směs byla před vstupem do reaktoru předehřívána v trubkovém předehříváči, který byl umístěn v peci. Teplota pece byla regulována regulátorem teploty CLARE 4.0. Trubkový předehříváč má průměr 3,5 cm a je dlouhý 80 cm, jeho objem je 0,77 dm^3 a byl vyplněn korundovými peletami pro zvýšení teplosměnné plochy

a urychlení přestupu tepla. Z předehřevu byla reakční směs vedena do methanizačního reaktoru s pevným ložem, viz obrázek 3. Výška reaktoru je 15 cm, vnitřní průměr 3 cm a tloušťka stěny 4 mm. Jeho objem je 106 ml. Vrstva katalyzátoru uvnitř reaktoru byla umístěna na roštu tvořeném nerezovým sítím. Reaktor je zvenčí chráněn dvěma nerezovými trubkami o průměru 10,8 a 11,4 cm, jejich výška je 18,5 cm a tloušťka stěny 3 mm. Ochranný plášť byl opatřen vstupem pro osazení programovatelné horkovzdušné pistole Steinel HL 2010E, plnicí funkci regulace teploty reaktoru (ohřevu/chlazení) v teplotním rozsahu 50 – 630 °C v krocích po 10 °C.



Obr. 3 Trubkový methanizační reaktor
Fig. 3 Tubular methanation reactor

Plynná směs vystupovala z reaktoru přes vzdušný chladič do kondenzátoru, kde byla zachytávána voda, která je produktem methanizační reakce. Kondenzátor je tvořen tlakovou nádobou o objemu 0,55 m³, která je umístěna v termostatu s vodní lázní F 32-ME od firmy Jumbo. Teplota lázně v průběhu experimentů byla nastavena na - 1 °C. Kondenzátor je opatřen kapilárou s kulovým ventilem sloužící k odběru kondenzátu v průběhu měření.

Průtok plynu vystupujícího z aparatury byl měřen membránovým plynoměrem Premagas BK G4. Paralelně ke koncové trati vedoucí k plynoměru byla vedena kapilára zakončená kulovým ventilem, která sloužila k odběru vzorků plynné směsi. Vzorky produkovaného plynu byly v průběhu experimentů odebírány do vzorkovacích vaků a následně analyzovány analyzátozem Multitec 540 od firmy Sewerin. Teploty byly v průběhu experimentu měřeny teplotními čidly umístěnými před předeheřevem, za předeheřevem, před reaktorem, uvnitř reaktoru, vně reaktoru, za reaktorem a na kondenzátoru.

3.2. Vlastnosti niklového katalyzátoru

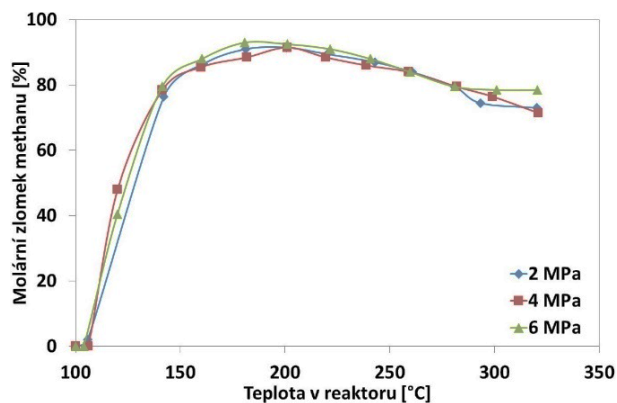
Do laboratorní aparatury bylo při každém měření vloženo 50 g niklového katalyzátoru naneseného na SiO₂. U niklového katalyzátoru byla provedena analýza prvkového složení a měrného povrchu. Prvková analýza byla provedena metodou rentgenové fluorescenční spektroskopie. Z výsledků této analýzy vyplývá, že niklový katalyzátor obsahuje nikl o hmotnostním zlomku 0,741. Měření měrného povrchu bylo provedeno na přístroji Coulter SA 3100 od firmy Beckman Coulter. Tímto přístrojem byl změřen celkový objem pórů katalyzátoru 0,3256 ml.g⁻¹. Měrný povrch katalyzátoru byl změřen a vypočten metodou BET a jeho hodnota byla 195 m².g⁻¹.

4. Výsledky a diskuse

Testování katalytické aktivity katalyzátoru na bázi niklu bylo prováděno pro dva modelové plyny. V prvním případě byl zvolen modelový plyn, který obsahoval stechiometrické množství oxidu uhličitého a vodíku. V druhém případě byl zvolen modelový plyn, který obsahoval methan, oxid uhličitý a vodík v takových poměrech, které odpovídaly složení bioplynu a zároveň byl zachován požadovaný stechiometrický poměr oxidu uhličitého a vodíku. Měření bylo pokaždé prováděno pro tři tlakové hladiny – 2, 4 a 6 MPa.

Do reaktoru bylo vždy naváženo 50 g katalyzátoru a před samotným měřením katalytické aktivity byl katalyzátor redukován čistým vodíkem z oxidu nikelnatého na nikl při teplotě přibližně 300 °C. Po této redukci bylo prováděno měření aktivity niklového katalyzátoru v rozme-

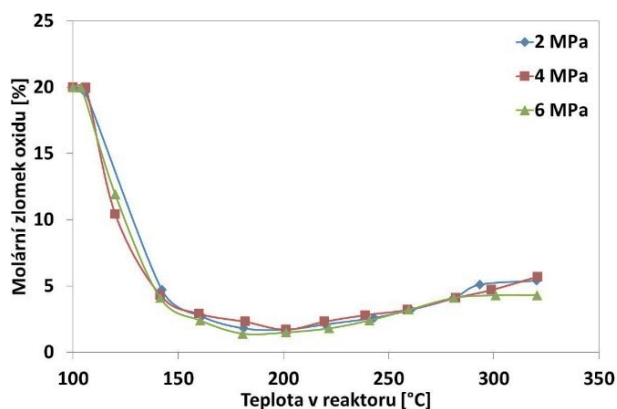
zí teplot 100 – 350 °C. Nejprve bylo provedeno měření katalytické aktivity s modelovým plynem, který obsahoval molární zlomek oxidu uhličitého 0,2 a molární zlomek vodíku 0,8. Výsledky měření jsou uvedeny na obrázcích 4 a 5.



Obr. 4 Molární zlomek methanu v závislosti na teplotě v reaktoru při použití modelového plynu CO₂:H₂ (1:4)
Fig. 4 Molar fraction of methane dependence on reactor temperature using model gas CO₂:H₂ (1:4)

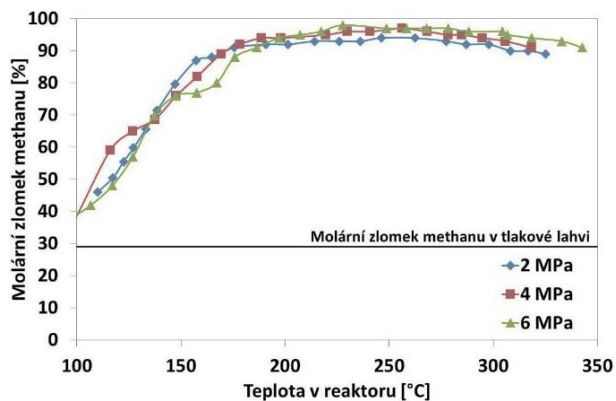
Katalytická methanizace je exotermní reakce, proto bylo třeba methanizační reaktor během měření chladit. Po nastartování reakce bylo zapnuto chlazení a celý proces následně probíhal autotermně. Při rozběhnutí reakce také došlo ke snížení průtoku plynu vlivem probíhající katalytické reakce, která způsobila snížení objemu plynu uvnitř laboratorní aparatury.

Z výsledků laboratorního měření katalytické aktivity zobrazených na obrázcích 4 a 5 pro modelový plyn s poměrem oxidu uhličitého a vodíku 1:4 vyplývá, že maximální konverze oxidu uhličitého na methan se nacházela v rozmezí teplot 180 – 200 °C. Při teplotě pod 150 °C došlo k rapidnímu snížení konverze oxidu uhličitého a tedy i snížení molárního zlomku methanu ve vystupujícím plynu z laboratorní aparatury.



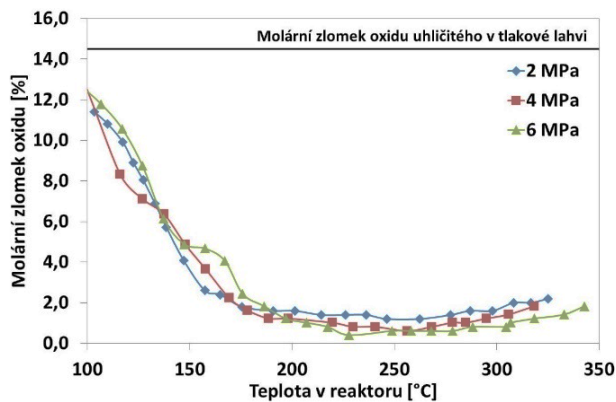
Obr. 5 Molární zlomek oxidu uhličitého v závislosti na teplotě v reaktoru při použití modelového plynu CO₂:H₂ (1:4)
Fig. 5 Molar fraction of carbon dioxide dependence on reactor temperature using model gas CO₂:H₂ (1:4)

Dále bylo provedeno měření katalytické aktivity katalyzátoru na bázi niklu s modelovým plynem, který simuloval složení bioplynu. Výsledky laboratorního měření jsou uvedeny na obrázcích 6 a 7. Z výsledků měření vyplývá, že maximální konverze oxidu uhličitého na metan se nacházela v rozmezí teplot 200 – 250 °C. Pod teplotou přibližně 150 °C docházelo k výraznému snížení konverze oxidu uhličitého. Na obrázcích je také zvýrazněn obsah methanu a oxidu uhličitého v tlakové láhvi připojené k laboratorní aparatuře.



Obr. 6 Molární zlomek methanu v závislosti na teplotě v reaktoru při použití modelového bioplynu

Fig. 6 Molar fraction of methane dependence on reactor temperature using model biogas mixture



Obr. 7 Molární zlomek oxidu uhličitého v závislosti na teplotě v reaktoru při použití modelového bioplynu

Fig. 7 Molar fraction of carbon dioxide dependence on reactor temperature using model biogas mixture

5. Závěr

Na laboratorní aparatuře byl testován katalyzátor na bázi niklu. Pro měření byly použity dva modelové plyny. První modelový plyn obsahoval oxid uhličitý a vodík ve stechiometrickém poměru 1:4. Druhý modelový plyn simuloval složení bioplynu. Pro měření byly zvoleny tlakové hladiny 2, 4 a 6 MPa. Tyto tlakové hladiny byly zvoleny z důvodu posouzení katalytické aktivity niklového katalyzátoru v závislosti na přetlaku. Měření katalytické aktivity bylo prováděno v rozmezí teplot 100 až 330 °C.

Při testování modelového plynu, který svým složením vycházel ze stechiometrického poměru, bylo dosaženo nejvyššího molárního zlomku methanu 0,93, 0,92 a 0,91 při přetlaku 6, 4 a 2 MPa v teplotním okně 180 až 200 °C.

V případě použití modelového bioplynu bylo dosaženo nejvyššího molárního zlomku methanu v produkovaném plynu 0,98, 0,97 a 0,94 při přetlacích 6, 4 a 2 MPa v teplotním okně 200 až 250 °C. K významnému snížení katalytické aktivity došlo při teplotách nižších než 150 °C.

Z výsledků měření bylo prokázáno, že katalytická methanizace bioplynu umožňuje přeměnit efektivně oxid uhličitý ve směsi na metan. Při použití katalyzátoru na bázi niklu je možné pomocí methanizace vyrobit z bioplynu syntetický zemní plyn s molárním zlomkem methanu až 0,98. Množství methanu je tedy velmi podobné obsahu methanu v zemním plynu, který se přepravuje přes území České republiky.

Bioplyn vyrobený anaerobní fermentací (digescí) obsahuje kromě oxidu uhličitého a methanu také v různých koncentracích sulfan. V tomto příspěvku byl použit modelový bioplyn, který danou plynnou nečistotu neobsahuje. Proto bude další výzkum v této oblasti směřován na testování katalyzátorů, které vykazují rezistenci vůči nízkým koncentracím zmiňované látky.

Poděkování

Práce byla realizována s finanční podporou poskytnutou TAČR (projekt TH02020767 Methanizace bioplynu). Autoři příspěvku děkují TAČR za finanční prostředky poskytnuté na řešení projektu.

Literatura

- Götz, M.; a kol. Renewable Power-to-Gas: A technological and economic review. *Renewable Energy* **2016**, 85, 1371–1390.
- Stambaský, J. Biogas & Biomethane in Europe. http://www.crpa.it/media/documents/crpa_www/Convegno/015/20150630_ex-poinre_biogas_RE/biogas_biometano_europa_Stambasky_30_06_2015.pdf (staženo 10. 8. , 2017).
- EBA Statistical Report of the European Biogas Association. <http://european-biogas.eu/2016/12/21/eba-launches-6th-edition-of-the-statistical-report-of-the-european-biogas-association/> (staženo 10. 8. 2017).
- Vrbová, V.; Cíahotný, K.; Vagenknechtová, A. Úprava bioplynu na biomethan. *Paliva* **2013**, 5 (4), 130–135.
- Straka, F.; a kol. *Bioplyn*; Gas s.r.o.: Praha, 2006.
- Veselá, K.; Cíahotný, K.; Procházková, A.; Vrbová, V. Úprava bioplynu na biomethan. *Odstraňování sulfanu z bioplynu* **2010**, 2 (1), 21–25.
- Marwood, M.; Doepper, R.; Renken, A. In-situ surface and gas phase analysis for kinetic studies under transient conditions The catalytic hydrogenation of carbon dioxide. *Applied Catalysis A: General* **1997**, 151, 223–246.

8. Choe, S. J.; Kang, H. J.; Kim, S. J.; Park, S. B.; Park, D. H.; Huh, D. S. Adsorbed Carbon Formation and Carbon Hydrogenation for CO₂ Methanation on the Ni(111)Surface ASED-MO Study. *Bulletin of the Korean Chemical Society* **2005**, *26*, 1682-1688.
9. Schild, C.; Wokaun, A.; Baiker, A. On the mechanism of CO and CO₂ hydrogenation reactions on zirconia-supported catalysts: A diffuse reflectance FTIR study Part I. Identification of surface species and methanation reactions on palladium/zirconia catalysts. *Journal of Molecular Catalysis* **1990**, *663*, 223-242.
10. Jacquemin, M.; Beuls, A.; Ruiz, P. Catalytic production of methane from CO₂ and H₂ at low temperature: Insight on the reaction mechanism. *Catalysis Today* **2010**, *157*, 462-466.
11. Sharma, S.; Hu, Z.; Zhang, P.; McFarland, E. W.; Metiu, H. CO₂ methanation on Ru-doped ceria. *Journal of Catalysis* **2011**, *278*, 297-309.
12. Wei, W.; Jinlong, G. Methanation of carbon dioxide: an overview. *Frontiers of Chemical Science and Engineering* **2010**, *5*, 2-10.
13. Mills, G. A.; Steffgen, F. W. Catalytic Methanation. *Catalysis Reviews* **1974**, *8*, 159-210.
14. Aziz, M. A. A.; Jalil, A. A.; Triwahyono, S.; Ahmad, A. CO₂ methanation over heterogeneous catalysts recent progress and future prospects. *Green Chemistry* **2015**, *17*, 2647-2663.
15. Falconer, J. L.; Zagli, E. Adsorption and Methanation of Carbon Dioxide on a Nickel/Silica Catalyst *Journal of Catalysis* **1980**, *62*, 280-285.
16. Ananikov, V. P. Nickel: The "Spirited Horse" of Transition Metal Catalysis. *ACS Catalysis* **2015**, *5*, 1964-1971.
17. Bartholomew, C. H. Mechanisms of catalyst deactivation. *Applied Catalysis A: General* **2001**, *212*, 17-60.
18. Votava, J. Katalytická hydrogenace oxidu uhličitého vodíkem na methan. Diplomová práce, VŠCHT v Praze, 2016.

Summary

Tomáš Hlinčík, Daniel Tenkrát, Veronika Šnajdrová, Erlisa Baraj
 Department of Gaseous and Solid Fuels and Air Protection, University of Chemistry and Technology Prague, Technická 5, 166 28 Prague 6

Catalytic Methanization of Biogas using Nickel Catalyst

Catalytic methanation of Biogas represents an alternative route to the currently used methods of Biogas upgrading to Biomethane. One of the most significant benefit of such approach is the incomparable increase in the overall yield of Biomethane produced from Biogas. The paper describes the basics of catalytic methanation of carbon dioxide and hydrogen to form methane and water. The main topic is the comparison of catalytic methanation of two model gas mixtures using a nickel based catalyst. The first gas mixture which comprises of stoichiometric (1:4) ratio of carbon dioxide and hydrogen served as a reference gas. The second gas mixture with its composition simulated Biogas with the addition of hydrogen to obtain the stoichiometric ratio of carbon dioxide and hydrogen. Both gas mixtures were tested in laboratory apparatus using fixed bed reactor under pressure up to 6 MPa and temperatures up to 320 °C. It was proved that methanation using nickel based catalyst produces gas with methane mole fraction of more than 0,9 in temperature range from 200 to 220 °C. The highest methane yield was achieved using the Biogas/hydrogen mixture under the pressure of 6 MPa where the molar fraction of methane in the produced gas reached 0,98.