

研究与开发

在流化床反应器中生物油轻组分模拟物
催化重整制氢许庆利¹, 蓝平^{1,2}, 周明¹, 任志忠¹, 颜涌捷¹

(1. 华东理工大学 生物质能源研究中心, 上海 200237; 2. 广西民族大学 化学与生态工程学院, 广西 南宁 530006)

[摘要] 对在流化床反应器中生物油轻组分模拟物(简称模拟物)与水蒸气催化重整制氢进行了研究。考察了温度、模拟物中H₂O与C的摩尔流率之比(S/C)和模拟物的重时空速(WHSV)对催化重整制氢的影响。适宜的反应条件为:工业级镍基催化剂(w(NiO)=7.2%) 200 g、温度650℃、S/C=11、WHSV=0.7 h⁻¹、反应时间3 h。在此条件下,H₂产率、潜在H₂(H₂+CO)产率和总的C元素选择性达到最大值,分别为89.3%、94.8%、96.3%。SEM表征发现,烧结是造成催化剂失活的原因之一。

[关键词] 生物油轻组分;水蒸气;流化床反应器;催化重整;制氢

[文章编号] 1000-8144(2010)07-0718-06

[中图分类号] TK 6

[文献标识码] A

Hydrogen Production Through Catalytic Steam Reforming of Simulacrum of
Light Component of Bio-Oil in a Fluidized Bed ReactorXu Qingli¹, Lan Ping^{1,2}, Zhou Ming¹, Ren Zhizhong¹, Yan Yongjie¹

(1. Research Center of Biomass Energy, East China University of Science and Technology, Shanghai 200237, China;

2. School of Chemistry and Ecoengineering, Guangxi University for Nationalities, Nanning Guangxi 530006, China)

[Abstract] Hydrogen production was carried out through catalytic steam reforming of simulacrum of light component of bio-oil in a fluidized bed reactor. Effects of temperature, mole ratio of steam to carbon (S/C) and WHSV of the simulacrum on the reforming were investigated. Under the optimum reaction conditions of industrial-grade nickel-based catalyst (w(NiO) 7.2%) 200 g, 650℃, S/C 11, WHSV 0.7 h⁻¹ and reaction time 3 h, the hydrogen yield, the potential hydrogen(H₂+CO) yield and the total carbon selectivity reached 89.3%, 94.8% and 96.3%, respectively. SEM result showed that sintering was one of the reasons of the catalyst deactivation.

[Keywords] light component of bio-oil; steam; fluidized bed reactor; catalytic reforming; hydrogen production

快速裂解制取生物油技术,由于其液体产率较高(可达60%~70%),受到世界各国的高度重视^[1-4],然而粗制生物油具有高度的氧化性、不稳定性、黏稠性和腐蚀性及化学组成复杂等特点,一直制约着生物油的规模化利用^[5]。目前生物油精制效果不理想^[6-9],因此必须开发新的生物油利用技术。

近年来生物油的催化重整制氢尤其引人注目^[10-14],由于生物油成分极为复杂,多数研究者选取一种具有代表性的生物油组分作为模拟物进行研究,虽然取得了一定的研究成果,但对于组分众多的生物油,其参考意义也很有局限性。生物油主

要由轻组分和重组分组成。

本工作对在流化床反应器中生物油轻组分模拟物(简称模拟物)与水蒸气催化重整制氢进行了研究,考察了温度、模拟物中H₂O与C的摩尔流率之比(S/C)和模拟物的重时空速(WHSV)对催化

[收稿日期] 2010-02-01; [修改稿日期] 2010-04-06。

[作者简介] 许庆利(1975—),男,河南省安阳市人,博士,讲师,电话021-64252876,电邮 xuqingli2001@163.com。联系人:颜涌捷,电邮 yyanse@online.sh.cn。

[基金项目] 国家重点基础研究发展规划项目(2007CB210206);华东理工大学优秀青年教师科研基金项目(YB0157109)。

重整制氢反应的影响;并用 SEM 技术分析了催化剂失活的原因。

1 实验部分

1.1 原料

选取 4 种组分(甲醇、乙醇、乙酸和丙酮)模拟生物油轻组分。这 4 种组分具有较小的 S/C(0.250 ~

0.500),可作为生物油中较轻组分的代表。模拟物的成分含量和元素组成见表 1。

1.2 催化剂及表征

应用于催化重整制氢反应的催化剂种类很多^[15-18]。本实验采用工业级镍基催化剂($w(\text{NiO}) = 7.2\%$),催化剂使用前用还原气($\varphi(\text{H}_2) = 5\%$, $\varphi(\text{N}_2) = 95\%$)在 700 °C 下还原 5 h。

表 1 模拟物的成分含量和元素组成

Table 1 Composition of the light component of bio-oil simulacrum

w(Component), %				w(Element), %			Overall molecular formula
Methanol	Ethanol	Acetic acid	Acetone	C	H	O	
25	25	25	25	47.94	10.64	41.42	$\text{CH}_{2.663}\text{O}_{0.648}$

用 EDAX 公司 Falcon 型能谱(EDS)仪测试催化剂表面的元素组成。新鲜催化剂的 EDS 谱图见图 1。由图 1 可见,组成催化剂的基本元素为 O, Ni, Mg。因此可以推断,催化剂主要包括 NiO(为活性组分)和 MgO(为载体)两种物质。

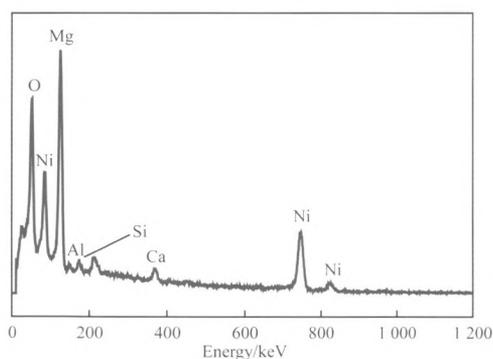


图 1 新鲜工业级镍基催化剂($w(\text{NiO}) = 7.2\%$)的 EDS 谱图
Fig. 1 EDS spectrum of the fresh industrial-grade nickel-based catalyst($w(\text{NiO}) = 7.2\%$).

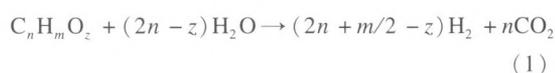
1.3 实验装置

流化床催化重整制氢的实验装置流程见图 2。模拟物保存于 50 °C 恒温水浴中,以保持较好的流动性,模拟物进料速率由电磁驱动计量泵控制,水蒸气由水蒸气发生器产生,并由蒸汽流量计控制流量,模拟物与水蒸气经喷嘴混合后由流化床反应器底部进料,反应后的气体经过旋风分离器分离后进入冷凝器冷凝,达到气液分离的目的。气相产品用 Agilent 公司 6820 型气相色谱仪进行分析。

1.4 数据分析

由于模拟物的组成较复杂,它的基本化学式可用 $\text{C}_n\text{H}_m\text{O}_z$ 表示,假设模拟物与水蒸气完全反应,只生成 H_2 和 CO_2 ,则理论最大 H_2 产率为 100%,反应

式见式(1)。



H_2 产率($Y_1(\text{H}_2)$)定义为实际得到的 H_2 的物质的量(n_1)与 H_2 潜在最大物质的量(n_0)的比值,见式(2)。

$$Y_1(\text{H}_2) = n_1/n_0 \times 100\% \quad (2)$$

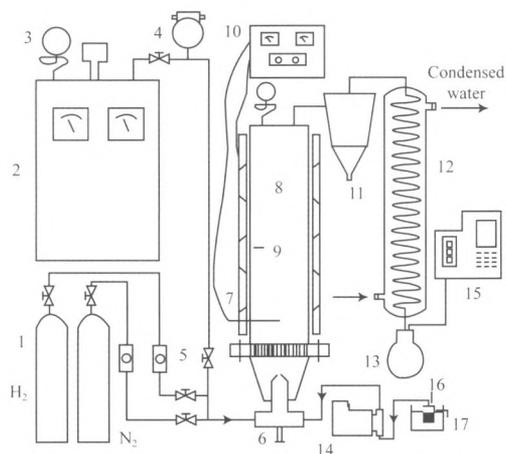


图 2 实验装置流程

Fig. 2 Schematic diagram of experimental installation.

- 1 Cylinder; 2 Steam generator; 3 Gauge; 4 Steam flowmeter;
- 5 Gas flowmeter; 6 Nozzle; 7 Heater; 8 Thermocouple;
- 9 Fluidized bed reactor; 10 Temperature controller; 11 Cyclone;
- 12 Condenser; 13 Liquid trap; 14 Metering pump; 15 Gas chromatography; 16 Bio-oil simulacrum; 17 Thermostatic bath

为得到高纯度的 H_2 产品,模拟物水蒸气催化重整得到的富氢混合气需进一步纯化。考虑到后续提纯过程中 CO 的水汽变换反应在工业上较易实现,故 CO 也作为目的产品,定义 n_1 与实际得到的 CO 的物质的量(n_2)之和与 n_0 的比值作为潜在 H_2 产率($Y_2(\text{H}_2 + \text{CO})$),见式(3)。

$$Y_2(\text{H}_2 + \text{CO}) = (n_1 + n_2)/n_0 \times 100\% \quad (3)$$

模拟物催化重整制氢过程中, H_2 分子主要是通过用含 C 的组分置换 H_2O 分子中的 H。因此 C 元素含量在气相产品中的增加就意味着副产物焦炭和未反应模拟物组分的减少, H_2 产率也会相应提高, 用式(4)计算 C 元素选择性(S)。

$$S = n_3/n_4 \times 100\% \quad (4)$$

式中, n_3 为气相产品中 C 元素的物质的量; n_4 表示进料模拟物中总 C 元素的物质的量。

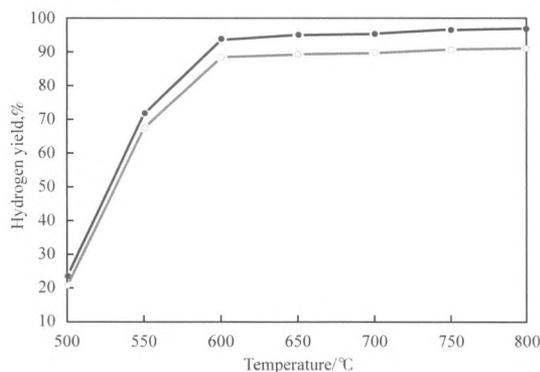
模拟物的 WHSV 定义为模拟物质量流速 (W , g/h) 与催化剂质量 (m , g) 的比值, 见式(5)。

$$\text{WHSV} = W/m \quad (5)$$

用式(6)计算 S/C 。

$$S/C = R_1/R_2 \quad (6)$$

式中, R_1 为进料模拟物中 H_2O 的摩尔流率, mol/h; R_2 为进料模拟物中 C 的摩尔流率, mol/h。



2 结果与讨论

2.1 模拟物与水蒸气催化重整制氢

2.1.1 温度的影响

水蒸气既要参与反应又要作为流化气, 因此水蒸气的质量流速(即流化速度)不能小于临界流化速度^[19], 故在 S/C 较大的条件下考察了温度对模拟物与水蒸气催化重整制氢的影响, 实验结果见图 3。由图 3 可见, 随温度的升高 ($500 \sim 650 \text{ }^\circ\text{C}$), H_2 产率和潜在 H_2 产率都增加, 分别从 20.5% 和 23.6% 增至 89.1% 和 94.8%; 随温度的继续升高 ($650 \sim 800 \text{ }^\circ\text{C}$), H_2 产率和潜在 H_2 产率均缓慢增长, H_2 产率仅增加了 1.8%, 潜在 H_2 产率也只增加了 2% 左右。说明 $650 \text{ }^\circ\text{C}$ 是模拟物较适宜的催化重整温度。当温度为 $800 \text{ }^\circ\text{C}$ 时, H_2 产率高达 90.9%, 潜在 H_2 产率高达 96.7%, 总的 C 元素选择性为 98.3%。这表明绝大部分模拟物进行了反应。

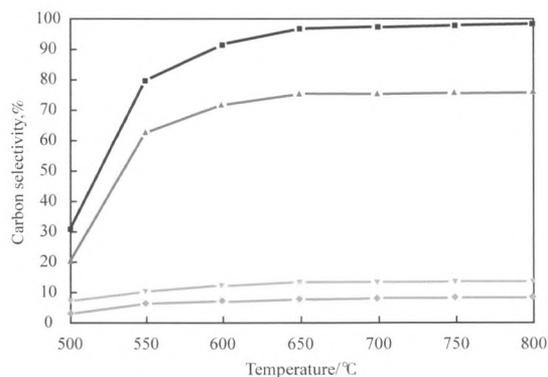


图 3 温度对模拟物与水蒸气催化重整制氢的影响

Fig. 3 Effect of temperature on the hydrogen production through catalytic steam reforming of the light component of bio-oil simulacrum.

Reaction conditions: mole ratio of steam to carbon (S/C) 20, catalyst (industrial-grade nickel-based catalyst,

$w(\text{NiO}) = 7.2\%$) 200 g, $\text{WHSV} = 0.7 \text{ h}^{-1}$, 3 h.

Hydrogen yield: \circ H_2 ; \bullet $\text{H}_2 + \text{CO}$ (potential hydrogen)

Carbon selectivity: ∇ CO ; \diamond CH_4 ; \blacktriangle CO_2 ; \blacksquare $\text{CO} + \text{CH}_4 + \text{CO}_2$

2.1.2 S/C 的影响

为保证流化速度大于临界流化速度, 选择 S/C 不小于 8。 S/C 对模拟物与水蒸气催化重整制氢的影响见图 4。由图 4 可见, 随 S/C 的增大, H_2 产率、潜在 H_2 产率、 CO_2 的 C 元素选择性和总的 C 元素选择性均增加, 但 CO 和 CH_4 的 C 元素选择性却降低。这是由于随 S/C 的增大, 一方面增加了流化床的传热和传质效果; 另一方面水蒸气用量的增加有利于反应向 CO 的水汽变换反应(即产生 H_2) 的方向进行。当 $S/C = 8$ 时, CO 的 C 元素选择性约为 19.6%; 当 $S/C = 11$ 时, CO 的 C 元素选择性约为 13.4%; 之后继续增大 S/C , CO 的 C 元素选择性变

化很小。这说明 S/C 的增大有利于反应向 CO 的水汽变换反应的方向进行; 当 $S/C = 11$ 时, H_2 产率约为 87.5%, 潜在 H_2 产率约为 93.0%, 总的 C 元素选择性约为 95.5%; 之后随 S/C 的增大, 这三者的变化很小。因此, 选择 $S/C = 11$ 较适宜。

2.1.3 WHSV 的影响

WHSV 对模拟物与水蒸气催化重整制氢的影响见图 5。由图 5 可见, 当 $\text{WHSV} = 0.7 \text{ h}^{-1}$ 时, H_2 产率、潜在 H_2 产率和总 C 元素选择性达到最大, 分别为 89.3%, 94.8%, 96.3%; 当 $\text{WHSV} > 0.7 \text{ h}^{-1}$ 时, 随 WHSV 的增加, H_2 产率、潜在 H_2 产率和 CO_2 的 C 元素选择性降低, 但 CO 和 CH_4 的 C 元素选择性增加。

这是由于当 $WHSV = 0.9, 1.1, 1.3 \text{ h}^{-1}$ 时, 所对应的模拟物进料速率分别为 180, 220, 260 g/h, $WHSV$ 的增加导致进料流量的增加, 致使部分组分未完全反应, 即被水蒸气带出反应器。当 $WHSV = 0.5 \text{ h}^{-1}$ 时, 模拟物进料速率为 100 g/h, 因 S/C 一定, 进料速率

小导致水蒸气流速小, 传热和传质效果相对变弱, 致使 H_2 产率降低。因此, 适宜的 $WHSV = 0.7 \text{ h}^{-1}$ 。

2.1.4 反应时间的影响

反应时间对模拟物与水蒸气催化重整制氢的影响见图 6。

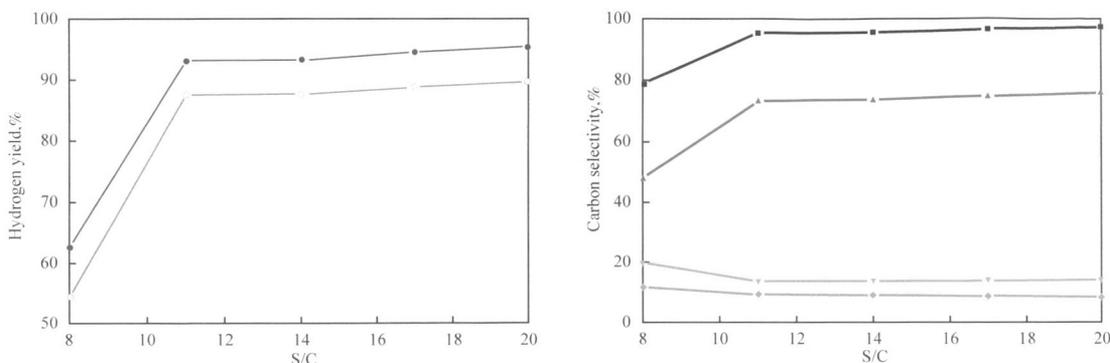


图 4 S/C 对模拟物与水蒸气催化重整制氢的影响

Fig. 4 Effect of S/C on the hydrogen production.

Reaction conditions: 650 °C, catalyst 200 g, $WHSV = 0.5 \text{ h}^{-1}$, 3 h.

Hydrogen yield: ○ H₂; ● H₂ + CO

Carbon selectivity: ▼ CO; ◆ CH₄; ▲ CO₂; ■ CO + CH₄ + CO₂

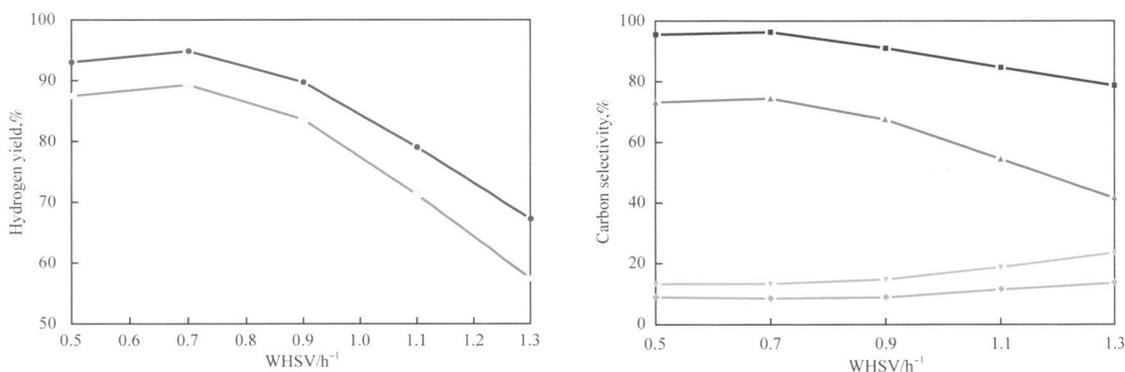


图 5 WHSV 对模拟物与水蒸气催化重整制氢的影响

Fig. 5 Effect of WHSV on the hydrogen production.

Reaction conditions: 650 °C, catalyst 200 g, $S/C = 11$, 3 h.

Hydrogen yield: ○ H₂; ● H₂ + CO

Carbon selectivity: ▼ CO; ◆ CH₄; ▲ CO₂; ■ CO + CH₄ + CO₂

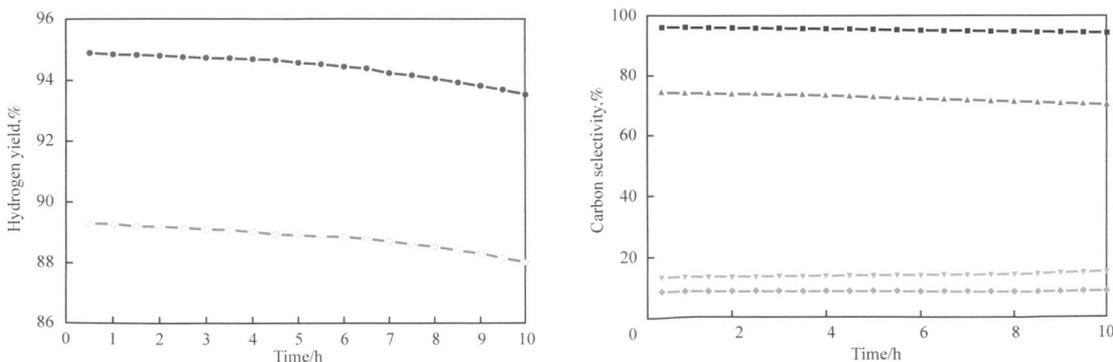


图 6 反应时间对模拟物与水蒸气催化重整制氢的影响

Fig. 6 Effect of reaction time on the hydrogen production.

Reaction conditions: 650 °C, catalyst 200 g, $S/C = 11$, $WHSV = 0.7 \text{ h}^{-1}$.

Hydrogen yield: ○ H₂; ● H₂ + CO

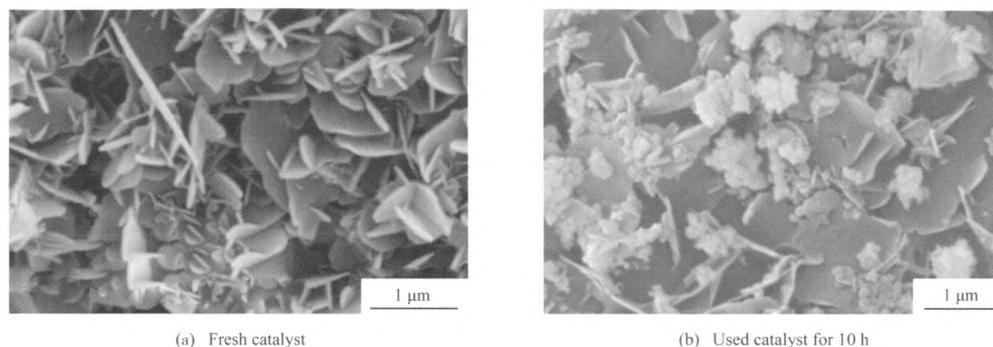
Carbon selectivity: ▼ CO; ◆ CH₄; ▲ CO₂; ■ CO + CH₄ + CO₂

由图6可见,在5 h之内, H_2 产率、潜在 H_2 产率基本稳定;5 h之后, H_2 产率、潜在 H_2 产率下降速度加快。这可能是由于催化剂失活造成的。选择反应时间为3 h较适宜。

2.2 SEM表征结果

用日本电子公司JSM-6360LV型扫描电子显微镜观察催化剂表面碳纤维以及催化剂烧结情

况。使用前催化剂的SEM照片见图7。由图7可见,使用10 h的催化剂的SEM照片上未明显看到碳纤维,这可能是由于流化床中过量的 H_2O 与C反应造成的;新鲜催化剂的扇片状已基本转变为块状,说明随反应时间的延长,催化剂颗粒逐渐烧结长大,这可能是造成催化剂失活的原因之一。



(a) Fresh catalyst

(b) Used catalyst for 10 h

图7 使用前后催化剂的SEM照片

Fig. 7 SEM images of fresh and used catalysts.

3 结论

(1)在流化床反应器中,生物油轻组分模拟物与水蒸气催化重整制氢的适宜反应条件为:工业级镍基催化剂($w(NiO) = 7.2\%$) 200 g、温度 $650\text{ }^\circ\text{C}$ 、 $S/C = 11$ 、 $WHSV = 0.7\text{ h}^{-1}$ 、反应时间3 h。在此条件下, H_2 产率、潜在 H_2 产率和总C元素选择性达到最大值,分别为89.3%、94.8%、96.3%。

(2)SEM表征发现,烧结是造成催化剂失活的原因之一。

参 考 文 献

- Lappas A A, Samolada M C, Iatridis D K, et al. Biomass Pyrolysis in a Circulating Fluid Bed Reactor for the Production of Fuels and Chemicals. *Fuel*, 2002, **81**(16): 2 087 ~ 2 095
- 朱锡锋,陆强,郑冀鲁等. 生物质热解与生物油的特性研究. *太阳能学报*, 2006, **27**(12): 1 285 ~ 1 289
- 吴汉靓,刘荣厚,邓春健. 木屑快速热裂解生物油特性及其红外光谱分析. *农业工程学报*, 2009, **25**(6): 219 ~ 223
- 易维明,柏雪源,修双宁等. 生物质在闪速加热条件下的挥发特性研究. *工程热物理学报*, 2006, **27**(2): 135 ~ 138
- 姚燕,王树荣,王瑜等. 生物油替代动力燃油的研究. *动力工程*, 2007, **27**(3): 458 ~ 462
- 王贤华,陈汉平,罗凯等. 提高生物油稳定性的方法. *化工进展*, 2006, **25**(7): 765 ~ 769
- Senol O I, Viljava T R, Krause A O I. Hydrodeoxygenation of Methyl Esters on Sulphided NiMo/ γ - Al_2O_3 and CoMo- Al_2O_3 Catalysts. *Catal Today*, 2005, **100**(3~4): 331 ~ 335
- Mahfud F H, Ghijsen F, Heeres H J. Hydrogenation of Fast Pyrolysis Oil and Model Compounds in a Two-Phase Aqueous Organic System Using Homogeneous Ruthenium Catalysts. *J Mol Catal A: Chem*, 2007, **264**(1~2): 227 ~ 236
- Vitolo S, Seggiani M, Frediani P, et al. Catalytic Upgrading of Pyrolytic Oils to Fuels over Different Zeolites. *Fuel*, 1999, **78**(10): 1 147 ~ 1 159
- Chiaromonti D, Bonini M, Fratini E, et al. Development of Emulsions from Biomass Pyrolysis Liquid and Diesel and Their Use in Engines. Part 1: Emulsion Production. *Biomass Bioenergy*, 2003, **25**(1): 85 ~ 99
- Chiaromonti D, Bonini M, Fratini E, et al. Development of Emulsions from Biomass Pyrolysis Liquid and Diesel and Their Use in Engines. Part 2: Emulsion Production. *Biomass Bioenergy*, 2003, **25**(1): 101 ~ 111
- Wang Zhaoxiang, Pan Yue, Dong Ting, et al. Production of Hydrogen from Catalytic Steam Reforming of Bio-Oil Using C12A7- O^{2-} -Based Catalysts. *Appl Catal, A*, 2007, **320**(1~2): 24 ~ 34
- Wu Ceng, Sui Miao, Yan Yongjie. A Comparison of Steam Reforming of Two Model Bio-Oil Fractions. *Chem Eng Technol*, 2008, **31**(12): 1 748 ~ 1 753
- 汪璐,王铁军,张琦等. Z204 催化剂上生物油水相重整制氢反应. *石油化工*, 2008, **37**(3): 238 ~ 242
- Kechagiopoulos P N, Voutetakis S S, Lemonidou A A, et al. Hydrogen Production via Steam Reforming of the Aqueous Phase of Bio-Oil in a Fixed Bed Reactor. *Energy Fuels*, 2006, **20**(5): 2 155 ~ 2 163
- Basagiannis A C, Verykios X E. Steam Reforming of the Aqueous Fraction of Bio-Oil over Structured Ru/MgO/ Al_2O_3 Catalysts.

- Catal Today*, 2007, **127**(1~4): 256~264
- 17 Czemik S, French R, Feik C, et al. Hydrogen by Catalytic Steam Reforming of Liquid Byproducts from Biomass Thermo-conversion Processes. *Ind Eng Chem Res*, 2002, **41**(17): 4 209~4 215
- 18 王兆祥,朱锡锋,潘越等. C12A7-K₂O 催化水蒸汽重整生物油制氢. *中国科技大学学报*, 2006, **36**(4): 458~460
- 19 周明. 生物油在流化床反应器中催化重整制氢研究. [学位论文]. 上海:华东理工大学, 2010

(编辑 赵红雁)

· 技术动态 ·

辽阳石化公司乙烯裂解炉优化运行

辽阳石化公司与中国石油石油化工研究院大庆化工研究中心合作,圆满完成了两台裂解炉运行优化工作并取得成效,乙烯综合能耗(以标油计)由 850 kg/t 降至 786 kg/t,同比降低 7.5%,达到了设计值(791 kg/t)。

辽阳石化公司 200 kt/a 乙烯装置的裂解炉类型多样,裂解原料种类多且质量差别较大。针对裂解原料“轻质化”的发展趋势,采取投用串级控制、加大裂解深度等措施,实现了自产乙烷和芳烃尾气的集中加工,同时也使乙烯收率提高了近 0.5 个百分点。改进乙烯生产工艺后,碳二加氢的选择性提高了 20%,丙烯精馏塔塔底丙烯损失量降低了 80%。

辽阳石化公司与中国石油石油化工研究院大庆化工研究中心还通过使用裂解炉烧焦新工艺,将烧焦时间由 48 h 缩短到 24 h,收到了年节约低压蒸汽 5.5 kt、燃料气 1 kt 的良好效果。同时,针对不同进料合理控制裂解蒸汽稀释比,在保证裂解炉运行周期的同时,降低蒸汽消耗 56 kt/a,有效降低了裂解炉的能耗。

辽阳石化公司乙烯装置“双机并联”试验成功

辽阳石化公司乙烯装置“双机并联”试验取得成功,裂解气压缩机组连续两年保持平稳运行。其中,乙烯收率提高 0.4%,综合能耗下降 7.5%。裂解气压缩机被称为乙烯装置的“心脏”。辽阳石化公司 200 kt/a 乙烯装置于 2007 年 12 月 22 日改造投运,由两台裂解气压缩机组并联优化调控运行。其中,一台机组的能力为 140 kt/a,另一台机组的能力为 80 kt/a。辽阳石化公司采用两台机组“双机并联”的运行方式来提高乙烯收率,使两台能力不同的机组在同一个吸入端、同一个排出端的情况下运行,从而减少了设备技术改造的投资。

“双机并联”稳定优化运行难。为此,辽阳石化公司对压缩机运行状况进行全面研究和监测,并与美国一家公司开展乙烯装置优化运行技术攻关,通过优化转数、级间流量、压力等工艺参数来确定两台机组的实际负荷。装置运行状态稳定后,辽阳石化公司继续深入探索,从降低能耗、提高乙烯收率的目标出发,对改造后的“双机并联”控制系统进行二次攻关,优化了运行参数,达到了控制精准、运行平稳的技术要求。

兖矿集团高温流化床费托合成技术通过鉴定

兖矿集团自主研发的高温流化床费托合成技术通过中国石油天然气股份有限公司和化学工业协会组织的成果鉴定。鉴定委员会认为,该技术将沉淀型铁基催化剂用于高温费托合成过程,工艺流程简单,技术指标达到较好水平,为高温费托合成工业化示范装置的建设奠定了技术基础。

兖矿集团建设的 5 kt/a 高温流化床费托合成中试装置,采用两种催化剂连续满负荷运行 1 580 h,并进行了多种条件考核试验。在优选条件下,中试装置的转化率、烯烃选择性、含氧化合物选择性等各项指标均达到较高水平。

传统高温费托合成技术所采用的催化剂为熔融型铁基催化剂,兖矿集团将沉淀型铁基催化剂用于高温费托合成技术为国内外首创。兖矿集团成功开发了包括高温费托合成催化剂、流化床反应器、高温费托合成工艺、催化剂前处理工艺、反应水初分工艺等核心技术,共获得 11 项专利授权,其中国家发明专利 9 项。

吉林石化公司研究院开发天然气-二氧化碳重整制合成气技术

中国石油吉林石化公司研究院正在开发的以二氧化碳为原料的天然气-二氧化碳重整制合成气技术,有望将二氧化碳直接作为化工原料加以利用。

该研究院自 2006 年开始进行天然气-二氧化碳重整制合成气技术的小试研究,目标是将二氧化碳直接作为化工原料加以利用。他们首先开展了天然气-二氧化碳重整制合成气催化剂及工艺条件研究工作,研制出的催化剂用于甲烷-二氧化碳重整制合成气反应,甲烷转化率不低于 95%,二氧化碳转化率大于 91%,一氧化碳和氢气的选择性均大于 95%,催化剂使用 1 000 h 后活性没有下降。

天然气-二氧化碳重整制合成气催化剂及工艺条件研究项目目前已完成了小试的催化反应本征动力学研究,以及含有二氧化碳天然气的耦合试验,拓宽了生产合成气的原料来源。该院还进行了反应器结构优化,筛选出合理、节能、高效、操作简便的反应器结构,为工业放大研究做好了准备。

这一技术路线同样适用于含有二氧化碳的天然气的直接利用。近年来,随着天然气开采力度的增大,天然气中二氧化碳的含量也越来越高,2006 年吉林油田勘探到的天然气气田中二氧化碳含量为 20%~23%。而天然气无论是管道输送,还是制氢或制合成气,都必须将二氧化碳分离出去才能利用,而二氧化碳分离装置的投资和操作费用很高。若直接利用含有二氧化碳的天然气生产合成气,不但能省去高额的分离费用,减少二氧化碳的排放,还降低了下游产品的生产成本。

天然气-二氧化碳重整制合成气技术无需对原料中的二氧化碳进行分离提纯,仅此一项就有很大的经济价值,因此天然气-二氧化碳重整制合成气路线备受关注。但到目前为止,国际上还没有工业化生产的报道,如果该项技术成功应用于工业化生产,将使二氧化碳的回收变得“有利可图”,届时以煤炭为主体的能源结构同样可以实现低碳运行。