

## 海外纵横

# 国外甲醇制烯烃生产工艺与反应器开发现状

胡 浩, 叶丽萍, 应卫勇, 房鼎业  
(华东理工大学化工学院, 上海 200237)

**摘要:**介绍了近年来国外多家公司对甲醇制烯烃(MTG)工艺和甲醇制汽油(MTO)工艺的研究成果,并对 MTO 工艺的操作条件和反应器开发进展情况进行综述。催化剂的筛选和反应器的放大成为影响 MTO 工业化进程的关键所在,在基础研究的同时,必须同时注重反应器和工艺方面的研究。

**关键词:**甲醇;烯烃;汽油;固定床;流化床;工艺;反应器

中图分类号:TQ211

文献标识码:A

文章编号:0253-4320(2008)01-0082-05

## Advancement on methanol-to-olefin process technology and reactor design overseas

HU Hao, YE Li-ping, YING Wei-yong, FANG Ding-ye

(College of Chemical Engineering, East China University of Science and Technology, Shanghai 200237, China)

**Abstract:** The processes of methanol-to-olefin (MTG) and methanol-to-gasoline(MTO) in recent years are introduced, the operating conditions and the current situation of the reactor design for MTO process are also reviewed. The selection of catalyst and the enlargement of reactor for MTO process are the key factors for its industrialization. As for the fundamental research, the development of reactor and the process must be emphasized synchronously.

**Key words:** methanol; olefin; gasoline; fixed-bed reactor; fluidized-bed reactor; process technology; reactor

低碳烯烃作为基本有机化工原料,在现代石油和化学工业中起着举足轻重的作用。传统制备低碳烯烃的方法使用石油化工产品作为原料。自 20 世纪 70 年代 2 次石油危机爆发以来,各国开始纷纷致力于研究和开发非石油资源合成低碳烯烃的路线,并取得了一些重大进展。如以天然气为原料,通过氧化偶联(OCM)等方法制取低碳烯烃技术;以天然气或煤为原料制取合成气,通过费托合成(F-T)制取低碳烯烃技术等<sup>[1]</sup>。

1976 年,在美国 UOP 公司的实验室内,2 个科研小组发现了甲醇在 ZSM-5 催化剂和一定的反应温度下,可以转化得到包括烯烃、烷烃和芳香烃在内的烃类(methanol-to-hydrocarbons),简称 MTH 反应<sup>[2]</sup>。

通过反应条件的改变,反应可以沿着生成汽油和低碳烯烃的方向进行,称作甲醇制汽油(methanol-to-gasoline, MTG)和甲醇制烯烃(methanol-to-olefin, MTO)反应<sup>[3-4]</sup>。UOP 等公司对 MTG 反应进行了大量研究,并于 1986 年在新西兰建成了 1 套工业化 MTG 装置,采用 Lurgi 公司的固定床管式反应器,该

装置成功运转 2 年多。

美国 UCC 公司的 Lok 等<sup>[5]</sup>于 1984 年发明了具有更小孔径的沸石分子筛催化剂 SAPO-n。其中,SAPO-34 分子筛由于在 MTH 反应中显示出了出色的低碳烯烃选择性,被公认为 MTO 反应中的最佳催化剂。UOP 公司与挪威 Norsk Hydro 公司合作,基于流化床 MTG 工艺,于 1995 年 6 月建成了 1 套甲醇加工能力为 0.5 t/d 的 MTO 示范装置。德国 Lurgi 公司在改型的 ZSM-5 催化剂上,凭借丰富的固定床反应器放大经验,开发完成了甲醇制丙烯(methanol-to-propylene)的 MTP 工艺。MTO 和 MTP 工艺共同构成了一条重要的生产低碳烯烃的非石油路线。

本文基于 MTO 技术,对其生产工艺进行着重介绍,并对近年来 MTO 工艺中的反应器开发状况进行综述。由于 MTO 与 MTG 工艺联系紧密,少量 MTG 工艺的相关介绍也会在文中提及。

### 1 MTG、MTO 工艺与操作条件的优化

MTO 工艺的实现得益于 SAPO-34(CHA)型分子

收稿日期:2007-10-12

作者简介:胡浩(1984-),男,博士生;房鼎业(1941-),男,教授,博士生导师,长期从事 C1 化工相关研究,通讯联系人,021-64251002, dyfang@ecust.edu.cn。

筛催化剂的开发成功,其比 MFI 型的中孔沸石催化剂 ZSM-5 有着更小的孔径和更弱的酸性,使得 MTH 反应产物被限定在  $C_{2-4}$  范围,被认为是 MTO 反应得以顺利进行的关键所在<sup>[6]</sup>。

近年来,国内外诸多学者<sup>[7-8]</sup>对 SAPO-34 催化剂进行了大量研究,从催化剂的活性、寿命、选择性等方面进行了改进<sup>[9]</sup>。但使用 SAPO-34 作为 MTO 反应的最大缺点是催化剂的快速积炭失活。Chen 等<sup>[10]</sup>发现 SAPO-34 催化剂在 MTO 反应之初就发生积炭现象,随着催化剂表面积炭含量的增加,催化剂的活性迅速衰退,低碳烯烃的选择性和甲醇的转化率急剧降低。

关于 MTO 反应在 ZSM-5 和 SAPO-34 催化剂上的反应机理,很多学者进行了大量研究,提出了多种可能的反应机理<sup>[7]</sup>。但关于第一个 C-C 键的生成途径,至今没有定论。近年来,一种称作 Hydrocarbon Pool 的平行反应机理逐渐得到大量学者支持,并在此基础上出现了很多 MTO 相关的反应和失活动力学研究<sup>[11-14]</sup>。

虽然关于 MTO 反应的基础理论研究一直争论不休,但其工业化的道路从 MTH 反应发现之初就已经开始。Mobil、UOP、Luigi 等公司在此方面进行了大量的研究,并建立了相关工业装置。

### 1.1 流化床 MTG 工艺

Mobil 公司使用 ZSM-5 催化剂和固定床工艺,于 1986 年在新西兰建立了 1 套 57 万 t/a 的 MTG 大型固定床工业装置。产品品质优良,完全符合无铅汽油的标准,可以满足新西兰国内 1/3 的汽油需求<sup>[15]</sup>。

Mobil 公司与德国 RBK 和 Uhde 公司于 1982 年在德国的 Wesseling 建立了 1 套  $0.636 \text{ m}^3/\text{d}$  的 MTG 流化床示范装置<sup>[16]</sup>。与固定床 MTG 工艺相比,流化床 MTG 工艺显示出如下几方面优势<sup>[17]</sup>:①操作过程中便于移去反应热,而且可将反应热用以生产高压蒸汽;②与固定床的 MTG 产物随时间发生变化相比,由于催化剂的循环带来催化剂活性和温度稳定,使汽油品质在操作期间保持不变;③汽油收率比使用固定床 MTG 方法高;④产物中的烃类异构体增多,均四甲苯较低(质量分数不大于 5%),提高了汽油产品的辛烷值和品质;⑤循环操作的目的在于提高转化率,而不是用来移走热量,故循环量比固定床操作大大降低。

### 1.2 流化床 MTO 工艺

流化床 MTG 示范装置的成功,为流化床 MTO

工艺的开发提供了丰富经验。UCC 公司于 1986 年提出流化床 MTO 工艺,使用 SAPO-34 作为催化剂。

UOP 公司与挪威 Norsk Hydro 公司合作,开发了基于 SAPO-34 催化剂的流化床 MTO 工艺,于 1995 年 6 月建成了 1 套甲醇加工能力为 0.5 t/d 的 MTO 示范装置<sup>[18]</sup>,在压力 0.1 ~ 0.5 MPa 和温度 350 ~ 500℃ 下进行反应,气相产物经热回收、脱水和脱 CO 后进入产品回收工段,包括碱洗、加氢、脱甲烷、脱乙烷、乙烯分馏、脱丙烷、丙烯分馏和脱  $C_4$  组分等。当反应产物中甲烷量少时,可省去脱甲烷塔。在装置运行期间,甲醇转化率保持在 100%,产物中乙烯收率为 48%,丙烯收率为 33%。

该工艺的一大特点是采用炼油工业中常用的催化裂化(FCC)流化床反应器和流化床再生器,保证催化剂的循环流动,不断使用空气和水蒸气烧去催化剂表面的积炭,使 SAPO-34 催化剂活性在反应期间保持稳定。流化床工艺的采用,使得反应条件能够得到灵活改变,产物中  $n(\text{乙烯})/n(\text{丙烯})$  可以在 0.75 ~ 1.25 内调节,且有利于反应热的导出。

该工艺的主要副产物为丁烯和  $C_5$  以上物流,在苛刻条件下,每生成 1 t 乙烯约产生 0.34 t 丁烯和  $C_5$  以上物流,如何加以合理利用副产物成为影响 MTO 经济性的一个重要因素。

近几年,UOP 等公司对 MTO 工艺进行了改进,使其具有更好的低碳烯烃选择性。针对反应工艺的副产物,Gregor 等<sup>[19]</sup>提出,MTO 工艺可以与烯烃裂解工艺(OC)耦合,即把丁烯和  $C_5$  以上副产物组分作为原料进入 OC 流程裂解,可以使产物中的乙烯和丙烯的总收率达到 85% ~ 90%。通过耦合工艺,副产物收率可降低 80%,低碳烯烃的收率提高 20%。该工艺尤其有助于提高丙烯收率,通过 MTO + OC 工艺,产物中  $n(\text{丙烯}):n(\text{乙烯})$  可达 1.75 甚至更高,从而可满足市场对丙烯的需求。

### 1.3 MTO 反应工艺条件的选择

Chang 等<sup>[3-4]</sup>早期在研究 MTH 反应时,发现较高的反应温度、较低的反应压力和中等酸性的催化剂有助于 MTO 反应的发生。此后,大量学者从实验和反应机理出发,对 MTO 工艺条件进行了优化选择。

#### 1.3.1 反应温度的影响

Wu 等<sup>[20]</sup>使用 SAPO-34 分子筛和固定床反应器,对 MTO 反应中的温度条件进行改变后发现,反应温度对 MTO 反应中低碳烯烃的选择性、甲醇的转化率和积炭生成速率有着最显著的影响。较高的反

应温度有利于产物中  $n(\text{乙烯})/n(\text{丙烯})$  值的提高。但在反应温度高于 723 K 时, 催化剂的积炭速率加速, 同时产物中的烷烃含量开始变得显著, 最佳的 MTO 反应温度在 400℃ 左右。Chen 等<sup>[10]</sup>认为, 这可能是由于在高温下, 烯烃生成反应比积炭生成反应更快的原因。此外, 从机理角度出发, 在较低的温度下 ( $T \leq 523 \text{ K}$ ), 主要发生甲醇脱水至 DME 的反应; 而在过高的温度下 ( $T \geq 723 \text{ K}$ ), 氢转移等副反应开始变得显著<sup>[21]</sup>。

### 1.3.2 原料空速的影响

原料空速对 MTO 产物中低碳烯烃分布的影响远不如温度显著, 这与平行反应机理<sup>[11-12]</sup>相符, 但过低和过高的原料空速都会降低产物中的低碳烯烃收率<sup>[20]</sup>。此外, 较高的空速会加快催化剂表面的积炭生成速率, 导致催化剂失活加快, 这与 Qi 等<sup>[22]</sup>和 Kaarsholm 等<sup>[23]</sup>研究 MTO 反应的积炭和失活现象的结果相一致。Wu 等<sup>[20]</sup>认为, 对于 MTO 反应, 最佳的原料空速应在  $2.6 \sim 3.6 \text{ h}^{-1}$  (WHSV) 之间。

### 1.3.3 反应压力的影响

Chang 等<sup>[3]</sup>在深入研究了反应压力对 MTO 反应的影响后发现, 改变反应压力可以改变反应途径中烯烃生成和芳构化反应速率。对于这种串联反应, 降低压力有助于降低 2 反应的耦联度, 而升高压力则有利于芳烃和积炭的生成。因此通常选择常压作为 MTO 最佳反应条件。

### 1.3.4 稀释剂的加入

在反应原料中加入稀释剂, 可以起到降低甲醇分压的作用, 从而有助于低碳烯烃的生成。在 MTO 反应中通常采用惰性气体和水蒸气作为稀释剂。水蒸气的引入除了降低甲醇分压之外, 还可以起到有效延缓催化剂积炭和失活的效果<sup>[24]</sup>。原因可能是水分子可以与积炭前驱体在催化剂表面产生竞争吸附, 并且可以将催化剂表面的 *L* 酸位转化为 *B* 酸位。但 Gayubo 等<sup>[25]</sup>认为, 水蒸气的引入对反应也有不利的影响, 会使分子筛催化剂在恶劣的水热环境下产生物理化学性质的改变, 从而导致催化剂的不可逆失活。Wu 等<sup>[20]</sup>通过实验发现, 甲醇中混入摩尔分数 20% 的水共同进料, 可以得到最佳的 MTO 反应效果。

## 2 MTO 反应器的开发

反应器类型的选择是 MTO 工艺的 1 项重要内容, 也得到了众多学者的关注与讨论。对于这种气固相催化反应, 研究重点主要集中在固定床和流化

床反应器的开发上面, 也有少量关于移动床等反应器开发的报道<sup>[26]</sup>。固定床反应器由于结构简单和便于放大, 在 MTO 研究早期得到很多学者关注, 但由于 SAPO-34 催化剂的快速失活和反应强烈的热效应, 使得后来学者的研究多集中在循环流化床反应器方面, 但流化床反应器的较低转化率、催化剂磨损和放大困难等问题也必须加以考虑<sup>[27]</sup>。

Shell 公司的 Bos 等<sup>[26]</sup>认为, MTO 反应在新鲜 SAPO-34 催化剂上表现为一级快速反应, 积炭现象能够显著降低主反应速率, 但少量的积炭有助于乙烯收率的提高。MTO 为强放热反应 ( $\Delta H = 49 \text{ kJ/mol}$ ), 使用纯甲醇进料会产生 800℃ 的绝热温升。但从宏观来看, 甲醇的蒸发焓比反应焓略低 ( $\Delta H = 35 \text{ kJ/mol}$ ), 可以使用反应热汽化甲醇原料防止过高的床层温升。此外, 反应器设计需同时考虑催化剂内扩散和床层压降问题。为了得到较高的乙烯收率, 应使反应在含有部分积炭的催化剂上进行。这为 MTO 反应器的设计提供了参考。

### 2.1 MTO 固定床反应器的开发

Mihail 等<sup>[28]</sup>建立了 1 个包括 53 个基元反应的 MTO 动力学方程组, 在此基础上采用连续换热式固定床反应器进行了模拟计算。虽然由于其采用 ZSM-5 催化剂, 模拟结果中包含了大量芳烃和烷烃产物, 但为此后 MTO 动力学和固定床反应器的开发提供了参考。

Bos 等<sup>[26]</sup>采用 SAPO-34 催化剂, 在提出了包括积炭组分在内的八组分集总动力学的基础上, 考虑到催化剂失活对反应的影响, 使用二维数学模型对绝热固定床反应器进行了模拟计算。他认为, 采用固定床作为 MTO 工业生产所用的反应器存在以下几方面的弊端: ①由于反应的强放热, 必须采用多段冷激固定床反应器; ②由于催化剂的快失活, 必须采用多个固定床反应器进行动态操作; ③相对于可以进行催化剂循环的反应器来说, 固定床内的催化剂再生操作较为复杂; ④对于固定床反应器来说, 存在着显著的床层压降。

Alwahabi 等<sup>[29]</sup>使用 SAPO-34 催化剂, 建立了包括各步基元反应在内的 MTO 反应和失活动力学方程组, 在此基础上对等温和绝热固定床反应器进行了数学模拟。他采用四段绝热固定床反应器, 段间换热, 以保证原料温度在每段反应器进口都为 648 K。催化剂的装填量逐段增多, 以保证各段一定的转化率。随着反应的进行, 可通过升高床层温度来补偿催化剂的活性损失。但当催化剂活性降至一

定程度时,需烧炭再生,因此需再建1套固定床装置以保证连续操作。

## 2.2 MTO 流化床反应器的开发

Keil<sup>[30]</sup>使用 HZSM-5 催化剂,在实验得到 MTO 反应动力学的基础上进行了循环流化床反应器的数学模拟。结果显示,采用流化床反应器显示出了良好的反应效果。在 500℃ 的反应条件下,甲醇在较高的空速下(10 h<sup>-1</sup>)仍能保持接近 100% 的转化率和 80% 以上的乙烯和丙烯收率。他还认为,若采用循环流化床作为工业化 MTO 反应器,仍需不断进行放大试验。

Bos 等<sup>[26]</sup>对快速流化床和湍流流化床反应器进行了数学模拟。他认为,由于 2 种流化床内催化剂的快速循环,使得反应提升管段产生的反应热能得到及时除去。通过改变模拟中湍流流化床的床层直径,可以改变产物中乙烯和丙烯的比例。

Soundararajan 等<sup>[31]</sup>采用 Bos 的集总动力学模型,在 450℃ 和 10<sup>5</sup> Pa 下对包含提升管段的循环流化床反应器进行了数学模拟。他着重研究了催化剂表面的积炭和提升管出口形状对反应效果的影响后发现,催化剂表面积炭含量的增加能显著降低甲醇转化率,但乙烯产量在催化剂上积炭质量分数为 5% 时达到最大。此外,把提升管出口形状由平滑改为陡峭可增加产物中乙烯收率。

Alwahabi 等<sup>[29]</sup>采用鼓泡流化床和两相模型,对产能 55 000 t/a 的乙烯和丙烯 MTO 反应器进行了数学模拟。他认为,采用鼓泡流化床可以得到与多段绝热固定床反应器几乎相似的转化率和产物分布,但过高的反应热量可以通过在流化床内部加入换热器的方式快速除去,有利于保持反应的恒温、抑制副产物的产生。他对循环流化床在 MTO 工艺中的可行性进行分析后认为,为了使原料一次通过催化剂床层达到较高的转化率,需要采用过量的催化剂和较高的催化剂循环速率,这也使催化剂表面的积炭现象在单程转化后变得不显著,因此可以在多次循环之后进行催化剂的再生,究竟采用何种反应器作为 MTO 反应器最终取决于投资经济性和反应可靠性。

## 3 结语

以甲醇代替石脑油作原料,通过 MTO 和 MTP 过程生产低碳烯烃(乙烯、丙烯)技术已成为国内外研究的热门课题,美国、德国等国已加快了工业化进程。在我国,近年来石油和烯烃产品进口量快速增

长,对外依存度分别接近 45% 和 50%,低碳烯烃市场需求巨大,自给率较低,预计今后 15 年乙烯和丙烯需求仍将以 7% ~ 8% 的速度增长。因此,就国内来说,采用 MTO 工艺生产低碳烯烃,可以扬长避短,能够满足未来相当长时间内的化工原料需求。

MTO 工艺虽然已提出多年,但其大型工业化装置至今未见报道,催化剂的筛选和反应器的放大成为影响其工业化进程的关键所在。近年来,国内外把研究重点多集中在催化剂制备和反应机理的探讨方面,而对于其工艺和反应器探讨的研究不多。国内中国科学院大连化学物理研究所等机构对 MTO 反应的催化剂进行了多年研究,在此基础上对 MTO 工艺进行了探索,已建有固定床中试装置,取得了重大技术突破。因此,在基础研究的同时,必须同时注重反应器和工艺方面的研究,开发出可靠的大型 MTO 反应器,使 MTO 工艺逐步走上工业化轨道。

## 参考文献

- [1] 应卫勇,曹发海,房鼎业. 碳—化工主要产品生产技术[M]. 北京:化学工业出版社,2004:87-99.
- [2] Meisel S L, McCullough J P, Lechthaler C H, et al. Gasoline from methanol in one step[J]. Chemtech, 1976(6):86-92.
- [3] Chang C D, Lang W H, Smith R L. The conversion of methanol and other O-compounds to hydrocarbons over zeolite catalysts II. pressure effects[J]. J Catal, 1979,56:169-173.
- [4] Chang C D, Chu C T W, Socha R F. Methanol conversion to olefins over ZSM-5: I. Effect of temperature and zeolite SiO<sub>2</sub>/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>[J]. J Catal, 1984,86:289-296.
- [5] Lok B M, Messina C A. Silicoaluminophosphate molecular sieves: Another new class of microporous crystalline inorganic solids[J]. J Am Chem Soc, 1984,106:6092-6093.
- [6] Chen J Q, Bozzano A, Glover B, et al. Recent advancements in ethylene and propylene production using the UOP/Hydro MTO process [J]. Catalysis Today, 2005,106:103-107.
- [7] Stöcker M. Methanol-to-hydrocarbons: Catalytic materials and their behavior[J]. Microporous Mesoporous Mater, 1999,29:3-48.
- [8] Hiroshi Oikawa, Yasunori Shibata, Koji Inazu, et al. Highly selective conversion of ethane to propene over SAPO-34 as a solid acid catalyst [J]. Applied Catalysis A: General, 2006,312:181-185.
- [9] 柯丽,冯静,张明森. 甲醇转化制烯烃技术的新进展[J]. 石油化工, 2006,35(3):205-211.
- [10] Chen D, Rebo H P, Grønvold A, et al. Methanol conversion to light olefins over SAPO-34: Kinetic modeling of coke formation[J]. Microporous Mesoporous Mater, 2000,35/36:121-135.
- [11] Dahl I M, Kolboe S. On the reaction mechanism for hydrocarbon formation for methanol over SAPO-34: 1. Isotopic labeling studies of the co-reaction of ethane and methanol[J]. J Catal, 1994,149:458-464.
- [12] Dahl I M, Kolboe S. On the reaction mechanism for hydrocarbon formation for methanol over SAPO-34: 2. Isotopic labeling studies of the co-

- reaction of propene and methanol[J]. *J Catal*, 1996, 161:304 - 309.
- [13] Bos A N, Tromp P J J, Akse H N. Conversion of methanol to lower olefins: Kinetic modeling, reactor simulation, and selection[J]. *Ind Eng Chem Res*, 1995, 34:3808 - 3816.
- [14] Chen D, Grønvdal A, Moljord K, *et al.* Methanol conversion to light olefins over SAPO-34: Reaction network and deactivation kinetics[J]. *Ind Eng Chem Res*, 2007, 46:4116 - 4123.
- [15] Keil F J. Methanol-to-hydrocarbons: Process technology[J]. *Microporous Mesoporous Mater*, 1999, 29:49 - 66.
- [16] Avidan A A, Bibby D M, Chang C D, *et al.* Methane conversion, studies in surface science and catalysis [C]. Amsterdam: Elsevier, 1988, 36: 307.
- [17] 房鼎业, 应卫勇, 骆光亮. 甲醇系列产品及应用[M]. 上海: 华东理工大学出版社, 1993: 67 - 75.
- [18] Vora B V, Marker T L, Barger P T, *et al.* Economic route for natural gas conversion to ethylene and propylene[J]. *Stud Surf Sci Catal*, 1997, 107:87 - 98.
- [19] Gregor J. Meeting the changing needs of the olefins market by UOP LLC [R]//the fifth EMEA petrochemicals technology conference. Paris, 2003:25 - 26.
- [20] Wu Xianchun, Abbraha M G, Anthony R G. Methanol conversion on SAPO-34: Reaction condition for fixed-bed reactor[J]. *Applied catalysis A: General*: 2004, 260:63 - 69.
- [21] Wang W, Jiang Y, Hunger M. Mechanistic investigations of the methanol-to-olefin (MTO) process on acidic catalysts by in situ solid-state NMR spectroscopy[J]. *Catal Today*, 2006, 113:102 - 114.
- [22] Qi Guozhen, Xie Zaiku, Yang Weimin, *et al.* Behaviors of coke deposition on SAPO-34 catalyst during methanol conversion to light olefins [J]. *Fuel Processing Technology*, 2007, 88:437 - 441.
- [23] Kaarsholm M, Joensen F, Nerlov J, *et al.* Phosphorous modified ZSM-5: Deactivation and product distribution for MTO [J]. *Chem Eng Sci*, 2007, 62:5527 - 5532.
- [24] Gayubo A G, Aguayo A T, Morán A L, *et al.* Consideration of the role of water in the kinetic modeling HZSM-5 zeolite deactivation by coke in the transformation of methanol into hydrocarbons[J]. *A I Ch E Journal*, 2002, 48:1561 - 1571.
- [25] Gayubo A G, Aguayo A T, Olazar M. Kinetics of the irreversible deactivation of the H-ZSM-5 catalyst in the MTO process[J]. *Chem Eng Sci*, 2003, 58:5239 - 5249.
- [26] Bos A N, Tromp P J J, Akse H N. Conversion of methanol to lower olefins. Kinetic modeling, reactor simulation, and selection[J]. *Ind Eng Chem Res*, 1995, 34:3808 - 3816.
- [27] Froment G F, Bischoff K B. *Chemical reactor analysis and design*[M]. 2nd. New York: John Wiley, 1990.
- [28] Mihail R, Straja S, Maria G H, *et al.* A kinetic model for methanol conversion to hydrocarbons[J]. *Chem Eng Sci*, 1983, 38(9):1581 - 1591.
- [29] Alwahabi S M, Froment G F. Single event kinetic modeling of the methanol-to-olefins process on SAPO-34[J]. *Ind Eng Chem Res*, 2004, 43:5098 - 5111.
- [30] Keil F J. Methanol to olefins-prediction of the performance of a circulating fluidized-bed reactor on the basis of kinetic experiments in a fixed-bed reactor[J]. *Chem Eng Sci*, 1994, 49:5377 - 5390.
- [31] Soundararajan S, Dalai A K, Berruti F. Modeling of methanol to olefins (MTO) process in a circulating fluidized bed reactor[J]. *Fuel*, 2001, 80:1187 - 1197. ■

## 德固赛中文新名称揭晓——赢创

继新的公司英文名称—Evonik 工业在 9 月揭晓后, 其新的中文名称也正式推出。赢创, 寓意以创新致胜, 将作为公司的新标识出现。

赢创工业集团是集化工、能源、房地产 3 种业务于一身的创新型工业集团, 既是全球领先的特种化工企业, 也专长于利用煤炭及可再生能源发电, 同时还是德国最大的私人住宅房地产公司。我们的优势在于创新、专注、不断自我进取以及值得信赖。公司还选择了能够使人联想到不拘传统、极具特色和富有创意的“赢创深紫”将作为公司新标识的基色。

德固赛(中国)投资有限公司是赢创德固赛有限公司(前身是德固赛有限公司, 全球领先的特种化工企业)的全资子公司, 早在 20 世纪 90 年代初就开始在中国生产特种化工产品, 并于更早就与中国建立起了起千丝万缕的贸易联系。今天, 公司生产基地遍及上海、台北、安丘、长春、大连、济宁、辽阳、南宁、南平、青岛、日照、营口等地。2006 财年, 德固赛大中华区的 4 200 名员工创造了 6.5 亿欧元的销售额。赢创德固赛将中国看作是全球经济的推动力之一, 并计划在未来若干年内每年在中国投资 1 亿至 1.5 亿欧元。

德固赛(中国)投资有限公司将更名为赢创德固赛(中国)投资有限公司, 新名称计划将于 2007 年底正式启用。在此之前, 德固赛(中国)投资有限公司仍将作为公司的名称使用。下属子公司的更名工作也将于赢创德固赛(中国)投资有限公司注册之后开始。(李绍哲)

## 赢创工业下属合资企业在华建造三聚氯氰生产基地

赢创工业股份公司正在有计划地提升公司在三聚氯氰全球市场中的领先地位。2007 年 12 月 17 日, 其下属的合资企业德固赛三征(营口)精细化工有限公司为其将在重庆工业园投资建造的三聚氯氰生产基地举行奠基仪式。三聚氯氰是一种广泛应用于农用化学品、纺织、造纸以及塑料行业的重要中间体。新生产基地的建造预计将于 2008 年年底完成, 届时将有大约 280 名员工在该基地就职。随着新基地的建成, 中国地区三聚氯氰年产量也将翻番至 6 万 t。

此次负责该项目的是集团下属的合资企业——德固赛三征(营口)精细化工有限公司。该公司地处中国东北部的营口市, 2005 年年中成立, 从 20 世纪 80 年代就开始致力于生产三聚氯氰及其相关产品, 合资公司成立后产量扩增至约 3 万 t/a。

赢创目前除了在营口地区生产三聚氯氰产品以外, 在德国北莱茵-威斯特伐利亚地区的韦塞林(wesseling)和巴伐利亚的慕希慕斯特(münchsmünster)2 个地区也拥有该产品的生产基地。位于中国西部的重庆工业园因其丰富的原材料供应和良好的工业基础设施吸引德固赛三征选择这里建造其三聚氯氰生产基地。通过这个项目, 中德双方的专家们将就大量专业领域的问题互通有无。而严格的成本控制和工程模式将确保项目的投资务实不虚, 并同时确保基地的安全设置标准与赢创集团的高标准相一致。(张鹏)