

技术进展

煤或天然气经甲醇制低碳烯烃 工艺研究新进展

齐国祯¹, 谢在库², 钟思青², 张成芳¹, 陈庆龄²

(1. 华东理工大学化工学院, 上海 200237; 2. 中国石化上海石油化工研究院, 上海 201208)

摘要:由煤或天然气经甲醇制低碳烯烃工艺是解决石油资源紧张、低碳烯烃需求量越来越大等问题的有效路线。介绍了几种有代表性的经甲醇制低碳烯烃工艺, 包括美国 UOP/Hydro 甲醇制烯烃工艺, 中国科学院大连化学物理研究所的合成气经由二甲醚制低碳烯烃(SDTO)工艺, 德国 Lurgi 公司的甲醇制丙烯工艺, 以及甲醇制烯烃与 AtoFina/UOP 烯烃裂解的集成工艺; 分析了各工艺目前达到的技术指标及最近的技术改进, 关注了各工艺近几年的工业化进程。除了 SDTO 工艺外, 其他几种工艺有望在未来几年内实现工业化。国内甲醇制低碳烯烃工艺的开发应借助于流化催化裂化成熟的工程设计经验, 同时加大甲醇制烯烃工艺流化床催化剂的开发力度。

关键词:低碳烯烃; 甲醇; 二甲醚; 煤; 天然气; 工艺技术

中图分类号: TQ546; TF646

文献标识码: A

文章编号: 0253-4320(2005)02-0009-05

Advances in process research on coal or natural gas to light olefins via methanol

QI Guo-zhen¹, XIE Zai-ku², ZHONG Si-qing², ZHANG Cheng-fang¹, CHEN Qing-ling²

(1. Institute of Chemical Technology, East China University of Science and Technology, Shanghai 200237, China;

2. Shanghai Research Institute of Petrochemical Technology, SINOPEC, Shanghai 201208, China)

Abstract: The conversion process of coal or natural gas to light olefins via methanol is an effective way to solve such problems as the limited oil resource and the increasing olefins demands. Several representative processes, such as UOP/Hydro's methanol to olefins, syngas via dimethylether to olefins (SDTO) of Dalian Institute of Chemical Physics, Chinese Academy of Sciences, Lurgi's methanol to propylene, AtoFina/UOP's olefin cracking integrated with methanol to olefins, are reviewed. The technical requirement, new betterment and industrialization progress of these processes are focused. These processes except SDTO are hoped to industrialize in the following few years. And the abundant engineering design experience in fluid catalytic cracking(FCC) should be used to develop the domestic methanol to olefins process. At the same time, the devotion to the development of fluidized catalysts for methanol to olefins process also should be increased.

Key words: light olefins; methanol; dimethyl ether; coal; natural gas; technology process

乙烯和丙烯是现代化学工业中的重要基础原料, 其需求量将越来越大^[1]。制备乙烯和丙烯的传统方法是采用石脑油裂解工艺, 但由于石油是不可再生资源, 储量十分有限, 且石油价格起伏很大, 所以世界各国开始致力于非石油路线制乙烯和丙烯类低碳烯烃的开发。其中, 由煤或天然气经甲醇制备低碳烯烃的工艺受到越来越多的重视。甲醇制取烯烃类早在 1985 年, 美国美孚 (Mobil) 公司在新西兰 Montonui 公司的甲醇制汽油 (MTG) 生产厂就已经投产。由于烯烃为甲醇制汽油反应的中间产物, 所以甲醇制汽油技术的成功开发推动了后来甲醇制烯烃 (MTO)、甲醇制丙烯 (MTP) 等工艺的开发。

笔者重点介绍几种国际领先的甲醇制烯烃工艺, 如美国 UOP 公司与挪威 Hydro 公司的甲醇制烯烃工艺、中国科学院大连化学物理研究所的合成气经由二甲醚制低碳烯烃 (syngas via dimethylether to olefins, SDTO) 工艺、美国鲁奇 (Lurgi) 公司的甲醇制丙烯工艺、美国 AtoFina 与 UOP 公司的烯烃裂解工艺等, 其中 UOP/Hydro 公司的甲醇制烯烃工艺、Lurgi 公司的甲醇制丙烯工艺、AtoFina/UOP 公司烯烃裂解工艺有望在未来的二三年内实现工业化。

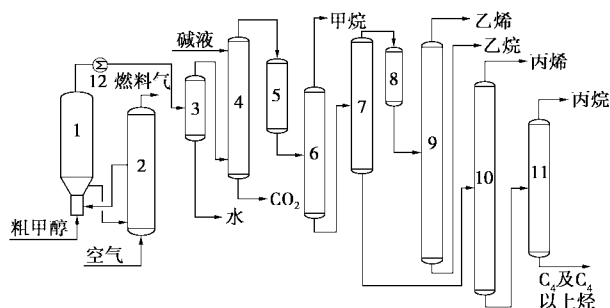
1 UOP/Hydro 公司的甲醇制烯烃工艺

UOP/Hydro 甲醇制烯烃流化床工艺的大型示范

收稿日期: 2004-09-09; 修回日期: 2004-12-02

作者简介: 齐国祯 (1977-), 男, 博士生; 张成芳 (1936-), 男, 教授, 博士生导师, 从事化学工艺和化工装备的科学研究, 通讯联系人, 021-64252686。

装置于 1995 年 6 月开始连续运转 90 多天,粗甲醇的加工能力达到 0.75 t/d, 甲醇转化率始终大于 99.8%, 乙烯和丙烯的碳基质量收率达到 80%^[2-3]。该工艺采用流化床反应器和再生器设计,其流程见图 1。反应热通过产生的蒸汽带出并回收,失活的催化剂被送到流化床再生器中烧碳再生,然后返回流化床反应器继续反应。在整个产物气流混合物分离之前,需要通过一个特制的进料气流换热器,其中大部分的水分和惰性物质被清除,然后气体产物经气液分离塔进一步脱水、碱洗塔脱 CO₂、干燥后进入产品回收段。该工段包括脱甲烷塔、脱乙烷塔、乙炔饱和塔、乙烯分离塔、丙烯分离塔、脱丙烷塔和脱丁烷塔。含氧化合物也在压缩工段中被除去。



1—流化床反应器;2—流化床再生器;3—气液分离塔;4—碱洗塔;
5—干燥塔;6—脱甲烷塔;7—脱乙烷塔;8—乙炔饱和塔;
9—乙烯分离塔;10—丙烯分离塔;11—脱丙烷塔;12—换热器

图 1 UOP/Hydro 公司甲醇制烯烃工艺流程图

中试装置采用以磷酸硅铝分子筛 SAPO-34 为主要组分的 MTO-100 型催化剂,在 0.1 ~ 0.5 MPa 和 350 ~ 550 °C 下进行反应。反应产物中乙烯和丙烯的比例可调(摩尔比 0.75 ~ 1.50),乙烷、丙烷、二烯烃和炔烃生成的数量少。

MTO-100 型分子筛催化剂的开发成功是甲醇制烯烃技术取得重大突破的基础。SAPO-34 分子筛催化剂的酸性位和强度具有可控性,具有择形选择性,与早期的 ZSM-5 催化剂相比,这一特点大大提高了向乙烯和丙烯转化的选择性。MTO-100 型 SAPO-34 分子筛催化剂可使乙烯、丙烯质量产率达到 80%, 而用 ZSM-5 催化剂时的质量产率仅为 50%。

UOP 公司还公开了通过改进催化剂组成配比以提高金属磷酸铝分子筛抗磨性能的方法^[4]。实验结果表明,SAPO-34 含量低时磨损率较小。但专利中并没有给出此时催化剂用于甲醇制烯烃过程的效果数据。至于在低 SAPO-34 含量下低碳烯烃的选择性能否达到满意的结果,还需进一步实验验证。

近期 UOP 公司又对该工艺做了如下改进:

(1)由于反应器物流中只含相对少量的甲烷和饱和物,所以省去了前脱甲烷塔而选择了前脱乙烷塔。

(2)考虑将二甲醚作为甲醇制烯烃的中间产物。这样既可以减少大量水或水蒸气对催化剂稳定性和寿命的负面影响,还可以减小设备尺寸,节省投资费用。

(3)考虑以反应产物分离后的甲烷或低碳烯烃物料作稀释剂。

(4)关于如何循环利用甲醇制烯烃副产物水,提出了 2 点建议。一是直接将水回收到合成气生产装置中,不进行任何脱除烃或有机氧化物工序。甲醇制烯烃所产生的水足够初步重整的用量。二是将丙烯加水通过酯化作用形成二异丙醚(DIPE),由于该过程不需要高纯度的丙烯,因此甲醇制烯烃分离工序中的脱乙烷塔可以省略。

(5)为使产品适应市场需要,通过歧化手段使丙烯歧化为乙烯和丁烯,同样乙烯和丁烯也能歧化为丙烯。

(6)甲醇制烯烃反应产物中丁烯、C₅ 及 C₅ 以上烃类的利用和处理。日益受重视的处理方法是将丁烯、C₅ 及 C₅ 以上烃类转化为乙烯和丙烯,采用 Superflex(Lyondell)、MOI(Exxon/Mobil)、Propylur(Lurgi)和最新的 Paris(AtoFina/UOP)等工艺可以实现。

新加坡欧洲化学技术(EuroChem Technologies)公司计划在尼日利亚 Ibeju Lekki 地区建设石化联合企业^[5],该企业将在世界上第一次使用由 UOP/Hydro 公司开发的甲醇制烯烃工艺,建设 7.5 kt/d 甲醇装置,产品甲醇用作甲醇制烯烃装置进料,甲醇制烯烃装置设计生产能力 40 万 t/a 乙烯和 40 万 t/a 丙烯。UOP 成本分析预测,以 18 美元/桶原油核算,该甲醇制烯烃装置可以与同等规模的石脑油裂解装置相竞争^[6]。

2 大连化物所 SDTO 工艺

中国科学院大连化学物理研究所在 20 世纪 80 年代初开始进行甲醇制烯烃研究工作,“七五”期间完成 300 t/a 装置中试,采用固定床反应器和中孔 ZSM-5 沸石催化剂,并于 20 世纪 90 年代初开发了 SDTO 工艺^[7-14]。SDTO 工艺包括 2 个阶段:第一阶段是在固定床中将合成气转化为二甲醚,采用金属酸双功能催化剂 SD219-2,反应温度 240 °C ± 5 °C,压力 3.4 ~ 3.7 MPa,气体时空速率 1 000 h⁻¹,连续平稳

操作 1 000 h, 二甲醚选择性 95%, CO 单程转化率 75% ~ 78%。第二阶段将二甲醚转化成低碳烯烃, 催化剂为基于 SAPO-34 的 DO123 催化剂, 模板剂用的是三乙胺或二乙胺。据称用该模板剂合成的 DO123 催化剂, 其价格仅为 MTO-100 催化剂的 20%^[15-18]。

在小试流化床反应器装置上, 分别用甲醇、二甲醚、二甲醚 + 水为原料对该催化剂进行实验, 结果表明, 二甲醚转化率为 100%, 乙烯选择性为 50% ~ 60%, 乙烯 + 丙烯选择性约为 85%, 3 种原料的差别很小, 所以原料可以采用甲醇或者是二甲醚, 而无须水的加入。催化剂可以在 600℃ 下、10 min 内再生, 而且连续反应再生 100 次以上, 催化剂性能未见明显改变。

SDTO 工艺中二甲醚制低碳烯烃中试装置(15 ~ 25 t/a) 采用上流密相流化床反应器, 催化剂为 DO123, 反应温度 500 ~ 560℃, 常压, 甲醇转化率始终大于 98%, 乙烯和丙烯收率达到 81%, 催化剂连续经历 1 500 次左右的反应再生操作, 反应性能未见明显变化, 催化剂损耗与工业用流化催化裂化(FCC)催化剂时相当^[12,14,19]。中试结果与流化床小试的结果差不多。

总的来说, 由于合成气制二甲醚比合成气制甲醇在热力学上更为有利, 所以用二甲醚作原料制烯烃比用甲醇作原料更有优势, 再加上前面提及的 UOP/Hydro 甲醇制烯烃工艺近来的改进之一就是二甲醚作制取烯烃的原料, 既减少了粗甲醇中大量水对催化剂的影响, 又节约了设备尺寸。但 SDTO 工艺与 UOP/Hydro 甲醇制烯烃工艺相比, 还有一定的差距, 主要集中在以下几个方面:

(1) 中试装置规模小。UOP/Hydro 甲醇制烯烃工艺的中试装置规模是 0.75 t/d(225 t/a, 以 1 年运转 300 天计), 而 SDTO 工艺中试装置规模只有 15 ~ 25 t/a, 相差一个数量级。

(2) 原料要求不同。UOP/Hydro 甲醇制烯烃工艺直接从甲醇工厂出来的未经提纯的粗甲醇为制低碳烯烃的原料, 这样可以节省甲醇工段的部分提纯装置, 在经济性上极为有利。而 SDTO 工艺的试验装置都是用纯甲醇或二甲醚为原料, 在竞争中必然处于劣势。

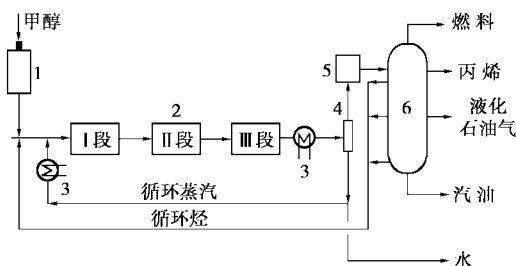
(3) 催化剂的差别。MTO-100 催化剂无论在催化性能, 还是耐磨强度、长期稳定性等方面都有良好的表现, 完全可以进行工业化生产。而 DO123 催化剂在较小的中试装置上, 催化性能与 MTO-100 接

近, 耐磨强度、稳定性都较好, 但是如果用在更大规模的流化装置上、更苛刻的催化环境下时, 其催化性能及流化性能必将受到更大的挑战。

2004 年 8 月 2 日, 陕西省投资集团有限公司、洛阳石化工程公司、大连化学物理研究所就甲醇制烯烃工业化试验合作项目进行了签约, 合力开发我国自主的甲醇制烯烃项目, 中试装置计划于 2004 年 11 月完成, 开车时间不迟于 2005 年 7 月 1 日。

3 Lurgi 公司甲醇制丙烯工艺

Lurgi 公司开发的甲醇制丙烯工艺^[20-21]的流程如图 2 所示。该工艺采用稳定的分子筛催化剂和固定床反应器, 催化剂由南方化学(Süd-Chemie)公司提供, 在 0.13 ~ 0.16 MPa 和 380 ~ 480℃ 下操作, 丙烯产率达到 70% 左右。甲醇首先被反应器的出口物料预热到 250 ~ 350℃ 后进入绝热预反应器, 在预反应器中部分甲醇转化为二甲醚和水。另一个反应器出口物料换热器中生成的蒸汽与预反应器的出口物料混合, 进入主反应器。反应器的出口物料先将部分热量传递给循环水并生成蒸汽, 随后把热量传递给甲醇进料, 最后用空气冷却和水冷相结合的方法冷却至凝聚点, 得到的混合物被送到相分离器中, 分离出的烃类液体被送到下游的精馏区。在那里脱水后, 一部分烃被循环回反应器。蒸汽被送入装置的压缩和精馏区。该装置的压缩和精馏区与气体裂解装置类似。



1—预反应器; 2—反应器; 3—换热器; 4—相分离器;
5—冷凝器; 6—精馏塔

图 2 Lurgi 甲醇制丙烯工艺流程图

2002 年起, 验证装置已在挪威国家石油公司(Statoil)的甲醇装置上运行, Lurgi 公司将使它运转 8 000 h 以确认催化剂的稳定性, 然后将建设工业规模的甲醇制丙烯装置。2003 年 9 月, Lurgi 公司在该甲醇制丙烯示范装置上证实了该工艺的可行性。

据 Chemical Week 在 2004 年 3 月 17 日报道^[22], Lurgi 公司已经与伊朗 Zagros 石化公司商讨在伊朗 Bandar Assaluye 地区建设一套 5 kt/d 的甲醇装置和

一套甲醇制丙烯装置,采用 Lurgi 公司的甲醇制丙烯技术,规模为 5 kt/d 的甲醇可用于生产 520 kt/a 的丙烯。

相对于甲醇制烯烃流化床工艺,甲醇制丙烯固定床工艺只用于生产丙烯,在工业放大过程中风险小。流化床工艺放大一般要经过复杂的逐级放大,而固定床工艺放大却成熟简单得多,特别是 Lurgi 公司有着丰富的固定床放大经验。但固定床需要复杂的温控装置来控制反应温度,而流化床的反应温度控制就容易得多。另外,甲醇制丙烯工艺所用催化剂已经实现工业化生产,并且结炭量小,进行间歇原位再生时,温度较低(在反应温度下再生),对催化剂要求低。

4 AtoFina/UOP 联合开发的 Paris 工艺

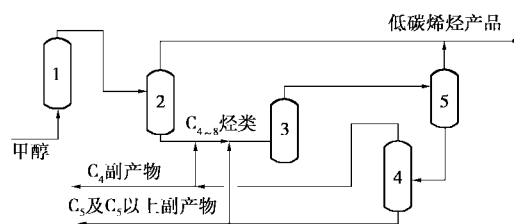
甲醇制烯烃工艺所面临的经济挑战之一就是工艺中生成的少量但重要的丁烯、 C_5 及 C_5 以上烃类。处理丁烯、 C_5 及 C_5 以上烃类的方法之一是通过一定的手段将丁烯、 C_5 及 C_5 以上烃类转化为乙烯和丙烯。将丁烯、 C_5 及 C_5 以上烃类转化为乙烯和丙烯的工艺有很多,如前面提及的 Superflex、MOI、Propylur、Paris 等。这里主要介绍 UOP 和 AtoFina 公司联合开发的 Paris 工艺,该工艺可能是第一个工业化的烯烃裂解工艺。该增产丙烯的烯烃裂解工艺来自裂解装置、炼厂和甲醇制烯烃装置中富含 C_{4-8} 烯烃的物流为原料,在固定床反应器中,500 ~ 600℃、0.1 ~ 0.5 MPa 下运行,采用可切换式反应器体系进行催化剂的再生^[23]。

当蒸汽裂解装置与该新型裂解工艺结合在一起时,测试数据表明在相同的石脑油流速下,丙烯的收率大大提高。裂解炉生成的低价值 C_{4-6} 副产物流可送至烯烃裂解工艺,以增产高丙烯/乙烯比的轻质烯烃物流。然后烯烃裂解工艺的轻质烯烃物流可再送至石脑油裂解装置的回收段,而脱除烯烃后富含烷烃的 C_{4-6} 物流则可作为石脑油裂解炉进料。这种联合装置与单纯蒸汽裂解装置相比,可增产 30% 的丙烯,从而使丙烯/乙烯总产量摩尔比达到 0.8。

由于甲醇制烯烃装置可能是建立在比较偏远的地区,生成的 C_4 及 C_4 以上副产物处理起来就有一定的困难,这时可以考虑将烯烃裂解工艺与甲醇制烯烃工艺结合(见图 3),而且还可以将总的低碳烯烃选择性提高到 90%。

目前 AtoFina/UOP 烯烃裂解工艺已进入商业化阶段。该工艺所采用的沸石催化剂具有较高的选择

性和转化率,且不需要蒸汽等惰性稀释剂。另外,该工艺的反应器及辅助设备尺寸较小,运行成本较低。



1—甲醇制烯烃反应系统;2—分离器;3—烯烃裂解工艺;
4—脱丁烷塔;5—脱丙烷塔

图 3 甲醇制烯烃反应系统与 AtoFina/UOP 烯烃裂解工艺组合流程

5 甲醇制烯烃技术的工业放大

由于甲醇制烯烃流化床工艺较甲醇制丙烯固定床工艺工业放大过程复杂,而且我国在甲醇制烯烃工艺的研究中已经取得可喜的成绩,所以在此重点讨论甲醇制烯烃工艺的工程放大问题。

甲醇制烯烃工艺开发主要集中在 2 个方面:①改性 SAPO-34 分子筛催化剂的开发,重点开发选择性高、耐磨损、长期水热稳定的适用于流化床的 MTO 催化剂;②甲醇制烯烃流化床工艺装置的开发。目前大连化物所制备的 DO-123 催化剂已经接近国际先进水平,只要在耐磨损强度等方面进行必要的完善,相信可以达到流化床反应器对催化剂的苛刻要求。而对于流化床反应系统的自主开发,现在还不是很明显。

建立工业化示范装置的目的是考察和验证工艺技术的某些工程技术问题和考察催化剂的活性、选择性、强度、流化性能,为建设更大规模的工业化装置创造条件。天然气经合成气制甲醇及甲醇制烯烃产物的分离和精制都已经是成熟的工业化技术,而且甲醇装置的建设规模也已经足够甲醇制烯烃装置的用料。甲醇制烯烃技术的工业化问题只集中在自身的技术上。根据甲醇制烯烃反应和 SAPO-34 催化剂的特点,流化床反应-再生装置是首选,而此装置用得最多、最成熟的就是流化催化裂化(FCC)装置。我国的 FCC 技术已经有几十年的历史,工程设计水平已经达到国际先进水平。因此,借鉴 FCC 工业放大的技术经验,用于甲醇制烯烃流化床工艺的开发,是一个很好的选择。

甲醇制烯烃与 FCC 的区别主要集中在 2 个方面:①FCC 反应为吸热反应,而甲醇制烯烃反应为强放热反应;②FCC 中使用提升管反应器,而甲醇制烯

烃目前使用的是传统的循环流化床反应器。在建立的工业化示范装置上需要考察很多问题,陈香生和刘昱对此有较详细的讨论^[24]。从需要考察的问题可以看出,这些都没有超出 FCC 设计的范围。所以,在技术上是可以进行甲醇制烯烃工艺开发的,没有超出 FCC 技术难度的范围。

6 结语

甲醇制烯烃路线是以石油化工原料制备乙烯和丙烯的替代路线,是以煤或天然气为主要原料,经合成气转化为甲醇,然后再转化为烯烃的路线。从资源的角度考虑,发展以煤或天然气为主要原料制备低碳烯烃路线有着重要的战略意义;从技术的角度讲,洁净煤气化技术、天然气开采技术、“大甲醇”(Mega-Methanol)技术正蓬勃发展,甲醇制烯烃(丙烯)技术不断成熟,无论是催化剂还是工艺过程都有所改进,相信随着煤气化技术的不断发展,天然气价格的降低,由于大规模甲醇装置垄断市场而导致的甲醇价格降低,由煤或天然气经合成气、甲醇制备乙烯和丙烯路线的经济性会愈发显著,会有很多人考虑建立甲醇制烯烃/甲醇制丙烯的联合装置。

[致谢:本课题得到中国石化股份有限公司重点科技攻关项目(401085)的资助。]

参考文献

- [1] Kimberly Russell. 2004 World Light Olefins Analysis[R]. Houston, TX: Chemical Market Associates, Inc(CMAI), 2003.
- [2] Vora B V, Arold E C, Marker T L. [J]. 石油与天然气化工, 1997, 26(3): 131 - 137.
- [3] Vora B V, Marker T L, Barger P T, et al. [J]. Studies in Surface Sci-

ence and Catalysis, 1997, 107: 87 - 98.

- [4] UOP LLC. Attrition resistant catalyst for light olefin production[P]. WO 02/05952A2, 2002 - 01 - 24.
- [5] Natasha A. [J]. Chemical Week, 2002, 164(39): 14.
- [6] Gerald P. [J]. Chemical Engineering Progress, 2004, 100(3): 8 - 11.
- [7] 赵梳璋,景振华. [J]. 石油炼制与化工, 1999, 30(2): 23 - 27.
- [8] 刘红星,谢在库,陈庆龄,等. [J]. 天然气化工, 2002, 27(3): 49 - 56.
- [9] 中科院大连化物所. 一种由甲醇或二甲醚制取乙烯、丙烯等低碳烯烃方法[P]. CN 1166478A, 1997 - 12 - 03.
- [10] 蔡光宇,刘中民. [J]. 天然气化工, 1994, 19(5): 26 - 30.
- [11] 刘中民,徐龙伾,孙承林,等. [J]. 油气加工, 1998, 8(1): 6 - 12.
- [12] Liu Zhong-min, Cai Guang-yu. [J]. Studies in Surface Science and Catalysis, 1998, 119: 895 - 900.
- [13] Cai Guang-yu, Liu Zhong-min, Shi Ren-min, et al. [J]. Applied Catalysis A, 1995, 125(1): 29 - 38.
- [14] Liu Zhong-min, Sun Chen-lin, Wang Gong-wei, et al. [J]. Fuel Processing Technology, 2000, 62(2 - 3): 161 - 172.
- [15] 白尔铮. [J]. 工业催化, 2001, 9(4): 3 - 8.
- [16] 谭绍,何长青,刘中民. [J]. 天然气化工, 1999, 24(2): 47 - 53.
- [17] 中国科学院大连化学物理研究所. 一种以三乙胺为模板剂的合成硅磷铝分子筛及其制备[P]. CN 1087292A, 1994 - 06 - 01.
- [18] 刘中民,黄兴云,何长青,等. [J]. 催化学报, 1996, 17(6): 540 - 543.
- [19] Liu Zhong-min, Liang Juan. [J]. Current Opinion in Solid State & Material Science, 1999, 4(1): 80 - 84.
- [20] Rothaemel M, Holtmann H D. [J]. Erdöl Erdgas Kohle, 2002, 118(5): 234 - 237.
- [21] Mark Morgan. [J]. 化工文摘, 2003, (10): 27 - 28.
- [22] Chemical Week Editorial Staff. [J]. Chemical Week, 2004, 166(9): 6.
- [23] Wei D, Voskoboinikov T, Quick M. The AtoFina/UOP olefin cracking process for light olefin production[A]. In: Société Française de Chimie. 13th International Congress on Catalysis[C]. Palais des Congrès, Paris, France, 11 - 16 July 2004. 1 - 2.
- [24] 陈香生,刘昱. [J]. 炼油技术与工程, 2003, 33(4): 43 - 47. ■

我国首条万吨级废旧线路板成套设备通过鉴定

浙江丰利粉碎设备有限公司研发的 FXS 废旧电子线路板回收处理成套设备,于 2004 年 12 月 25 日在杭州通过省级新产品鉴定。

专家认为该设备采用先进的物理法回收工艺:废旧线路板→强力破碎→磁选→中碎→精细粉碎→超微分级→高压静电分离→成品。所研制的强力破碎机、中碎机、精细粉碎机、超微分级机、高压静电分离等设备创新性强,其资源化的处理工艺路线先进合理。该设备能对各类废旧印刷线路板及加工废料、废旧电器等进行机械粉碎回收处理,其金属回收率高,回收金属的纯度高达 97%。

到目前为止,全球约 40% 的线路板都在中国生产,我国已成为全球第二大线路板生产国。如何有效地进行废弃线路板等电子废弃物的资源化回收处理,已经成为当前关系到我国经济、社会和环境可持续发展及我国再生资源回收利用面临的一个新课题,引起了我国政府的高度重视。为此,浙江丰利在吸收国外先进的废旧线路板

回收处理技术的基础上,进行自主创新,经过反复试验,终于让电子废弃物变成再生资源成为现实。

该成套设备拥有 2 个显著的创新点:采用了先进的机械粉碎、高压静电分离新工艺,粉碎、解离后,进行金属物与非金属物的分选,纯度高;关键技术是将各种废旧线路板的专用粉碎解离设备有机地结合起来,在生产过程中达到较大的节能效果,且实现了很高的金属分离率。处理每吨废旧线路板单位能耗仅为国内同类产品的 1/2 左右;成套设备的时处理量最高可达 5 t 以上,其售价仅为国外同类设备的 1/5 ~ 1/3,且铜的回收率高出 3% ~ 5%。

经浙江方圆检测集团股份有限公司检测,该设备各项性能指标符合 Q/ZFL 15—2004 产品标准要求;并经国内外多家用户使用证实:具有运转平稳、能耗低、使用可靠性好、易损件寿命长和检修方便等特点,生产过程中无二次污染,是回收处理各类废旧线路板及加工废料的理想设备。(吴宏富)