



拓展乙烯原料来源的研究现状

周 丛, 茅文星

(中国石油化工股份有限公司北京化工研究院, 北京 100013)

摘 要: 介绍了世界乙烯原料的发展趋势及我国乙烯原料的发展历史、现状; 结合我国乙烯原料供应紧张的现状, 对于如何拓宽乙烯原料来源、扩大原料供应, 从而缓解原料供需矛盾, 保证我国乙烯工业的稳定发展进行了讨论; 介绍了多种解决乙烯原料来源的技术途径, 并对其应用前景进行了展望。

关键词: 乙烯; 原料; 生产; 来源

中图分类号: TQ 221.21 **文献标识码:** A **文章编号:** 1000 - 6613 (2009) 08 - 1313 - 06

Discussion about the exploitation of ethylene raw material resources

ZHOU Cong, MAO Wenxing

(Beijing Research Institute of Chemical Industry, SINOPEC, Beijing 100013, China)

Abstract: The development trends of world ethylene industry raw materials is introduced, and the development situation of China ethylene industry raw materials is analyzed. According to the situation of insufficient ethylene supply, the exploitation of ethylene material resources is discussed. Different approaches to solve the problem are introduced, and their potentials in application are also estimated.

Key words: ethylene; material; production; resource

石油化工是推动国民经济发展的支柱产业之一, 而乙烯工业是石化工业的龙头, 具有举足轻重的地位^[1]。全球乙烯产量的 99% 以上通过乙烯装置得到。我国的乙烯产业从 20 世纪 60 年代初起步, 一直保持快速发展, 近年来更是有飞跃性的发展: 2005 年世界乙烯产量为 10446 万吨, 我国乙烯产量则达到 755.5 万吨, 上升到世界第二位; 到 2007 年, 我国乙烯产量更是首次突破千万吨大关, 约为 1028 万吨, 仅次于美国。

乙烯生产成本的高低对石化企业竞争力的强弱起决定性作用, 而在影响乙烯生产效益的因素中, 原料的影响是最大的。乙烯生产采用什么原料不仅决定着乙烯成本的高低, 而且也决定下游产品的种类、产量、成本和综合利用。乙烯原料经济性的好坏对乙烯装置的能耗、物耗、成本有至关重要的作用。所以说与技术、设备、管理相比, 原料对乙烯装置效益的影响是第一位的。在一般情况下, 根据原料的不同, 原料占乙烯总成本的 60%~80%。乙

烯原料来源及其质量的好坏对装置达标、节能降耗、经济效益都有重大的影响。

1 乙烯原料概况

1.1 世界乙烯原料构成

从世界范围来看, 工业化国家的乙烯原料普遍以轻质原料为主, 其原料的选择在注重优质化的同时, 也十分注重根据资源情况和市场变化, 选用较廉价的原料, 努力降低原料费用。

目前, 在生产乙烯的原料方面, 石脑油仍占主导地位, 且所占份额有所增加; 以乙烷为原料的乙烯装置, 主要集中在北美和中东地区, 其所占份额已有所下降; 丙烷、丁烷作为乙烯原料比例变化不大; 而柴油和其它原料作为乙烯原料, 只是对石脑

收稿日期: 2008 - 12 - 22; 修改稿日期: 2009 - 03 - 22。

第一作者简介: 周丛 (1975—), 男, 高级工程师, 从事石油化工领域乙烯技术研发工作。电话 010 - 59202284; E-mail zhouc@brici.ac.cn。

油的调剂和补充，而且随着燃料市场的供求影响以及油品改质加工的发展，柴油所占比例下降。世界乙烯原料组成变化见表 1。

表 1 世界乙烯原料组成 (质量分数) 单位: %

年份	石脑油	乙烷	丙烷	丁烷	柴油	其它
1997 年	51.5	27.9	8.0	3.1	6.9	2.6
2005 年	55.0	25.9	8.3	2.5	5.8	2.5

1.2 我国乙烯原料现状

我国轻烃资源少，原油较重，还有部分原料芳烃含量较高，不适合作乙烯原料。由于用作乙烯原料的石脑油较少，我国历史上长期采用大量常压柴油作为裂解原料（直至 1992 年，柴油仍占我国乙烯原料的 52.70%，石脑油仅占 35.70%），这也影响了乙烯综合收率^[3]。近年来，随着对柴油的改质加工，加大轻烃资源的利用以及国外进口油品的增加，我国油品不断向轻质化、优质化发展，柴油所占比重逐年下降。目前，我国乙烯生产原料以石脑油为主，其它原料为补充。我国乙烯原料组成的变化见表 2。

表 2 我国乙烯原料组成 (质量分数) 单位: %

年份	石脑油	轻柴油	加氢尾油	轻烃	其它
1996 年	43.80	38.56	7.36	6.46	3.82
2000 年	61.52	12.63	11.90	6.20	7.75
2005 年	67.14	10.72	11.05	9.53	1.56

随着我国国民经济发展的加快，我国对乙烯产品的需求量迅速增长。据统计^[4]，1999~2005 年，我国 GDP 年均增长率为 9.5%，乙烯产量年均增长率为 10%，而乙烯当量消费量年均增长率高达 15.9%，远高于乙烯产量的增长。预计 2010 年我国乙烯生产能力将达到 1455 万吨/年，但乙烯当量需求量将达到 2589 万吨，这种供应缺口将维持一段时期^[5]。这对我国乙烯工业的发展提出了更高的要求，同时势必要求加大乙烯原料的供给。

我国石油消费量快速增长，而原油产量只能保持略有增长，势必造成对国外原油的进口。我国自 1993 年成为原油净进口国，2005 年成为石脑油净进口国。预计 2010 年我国化工用油量缺口将达 800 万~1000 万吨，约占乙烯原料总量的 1/5^[6]。与此同时，世界石油产量前景的预测并不乐观，有研究机构指出，世界石油产量将在未来十年内开始下降；而且世界乙烯需求增长率大于石油需求增长率^[7]，

这也给我国扩大进口原料造成了困难。

随着国内成品油（汽、煤、柴油）需求量的不断增长，乙烯原料受化工以及燃料市场的制约愈加明显，乙烯原料的供求矛盾逐年突出。随着以乙烯为龙头的石化工业的发展，预计中国原油加工量和乙烯产量之比将从目前的 40:1 降至 20:1，化工用油短缺的情况会更加严重，乙烯原料供应难度随之增加^[8]。因此，要解决乙烯原料供应紧张的状况，仅仅依靠加大国内原油开采力度、扩大原料油进口是不够的，还需要立足现有乙烯原料基础，拓宽乙烯原料来源，为我国的乙烯生产提供必要的原料补充。

2 扩大乙烯原料来源

我国传统的乙烯裂解原料是原油炼制得到的液体产品，主要有石脑油、柴油及部分二次加工油等。本文围绕拓展裂解原料问题，在现有原料基础上，对如何拓宽裂解装置的原料来源、促进乙烯原料多元化进行讨论。

2.1 轻烃资源

在烯烃生产中，采用不同的原料建厂，投资差别很大。采用乙烷、丙烷原料，由于烯烃收率高，副产品很少，工艺较简单，相对的投资较少。就乙烯的成本而言，原料越重，乙烯的成本就越高。表 3 是一套 50 万吨/年乙烯装置在不同裂解原料时的生产成本比较。

表 3 不同裂解原料的乙烯工厂成本 单位: 美元/吨

费用	原料					
	乙烷	丙烷	丁烷	石脑油	轻柴油	减压柴油
原料成本	120	123	121	146	126	99
原料费用	142	266	291	433	486	483
操作费用	128	131	133	155	185	207
乙烯生产成本	270	397	424	588	671	690

一直以来，我国轻烃资源比较缺乏，四川生产的天然气是以甲烷为主的干气，其中乙烷、丙烷很少，不可能作为裂解原料；其它地区的产量又相对较少。随着我国天然气工业的迅速发展，特别是西部油气产业的发展，今后有可能分出较多的轻烃作为裂解原料，成为轻烃裂解的突破口。

油田除了生产原油以外，一般还有丰富的油田气资源。油田气又称油田伴生气，含有丰富的轻烃，经过分离加工可得到油田轻烃（包括乙烷、C₃/C₄ LPG）、C₅ 馏分和凝析油等乙烯裂解原料。凝析油

是与天然气一起回收的未经分馏的液态烃, 其石脑油收率高, 一般在 60% 以上; 同时也含有煤油和柴油馏分, 沸程较宽; 用于乙烯原料, 一般需作简单的切割^[9]。油田轻烃和凝析油均是优质裂解原料。我国部分油田伴生气、凝析气组成见表 4。

表 4 我国部分油田伴生气、凝析气组成 (体积分数)^[10]

组成	单位: %			
	大庆杏南油 田伴生气	华北任北油 田伴生气	新疆柯克亚 凝析气	东海平湖 凝析气
C ₁	68.26	59.37	74.68	81.70
C ₂	10.58	6.48	8.38	7.45
C ₃	11.20	12.02	4.0	3.94
C ₄	5.96	9.21	3.31	1.64
C ₅	1.91	3.81	2.69	0.28
C ₆	0.66	1.34	2.68	0.14
C ₇	0.36	1.40	0	0.06
CO ₂	0.20	4.58	0.26	3.86
N ₂	0.55	1.79	3.99	0.77

2.2 炼厂资源

原油开采出来后, 经过炼油装置加工, 除得到石脑油、煤油、柴油等常规乙烯原料外, 还有其它产品可作为乙烯原料进入裂解装置。

2.2.1 炼厂气

炼厂气是炼厂在原料油加工过程中所得到的气体总称, 它主要包括催化裂化气、加氢裂化气、焦化气、重整气等。表 5 为各种来源炼厂干气的典型组成。

从表 5 中可以看到, 其主要成分为 C₄ 以下的烷烃、烯烃以及氢气等。炼厂气的产率随原油的加工

表 5 部分石油炼厂气组成 (质量分数)^[11] 单位: %

组成	原油	催化	热裂	延迟	催化重整气
	蒸馏气	裂化气	化气	焦化气	体积分数
氢气	—	0.16	0.4	0.66	83.62
甲烷	8.5	4.21	14.7	26.61	8.55
乙烷	15.4	1.03	22.8	21.23	3.76
乙烯	—	7.86	4.4	3.9	—
丙烷	30.2	11.04	20.5	18.09	2.37
丙烯	—	27.64	14.8	10.55	—
丁烷	45.9	22.80	10.8	—	1.16
丁烯	—	23.75	4.2	7.53	—
其它	—	—	7.4	0.58	—

深度不同而变化, 深度加工的炼厂气一般为原油加工量的 6% (质量分数) 左右, 如能加以充分回收, 是很可观的乙烯原料资源。

干气分离方法有多种, 主要有深冷分离和分凝分离法 (ARS 法)、吸收分离法、吸附分离法等。

深冷分离工艺和分凝分离法是低温分离工艺, 其利用原料中各组分相对挥发度的差异, 在低温下将干气中各组分按工艺要求冷凝下来, 然后用精馏法将其中的各类烃依其蒸发温度的不同逐一加以分离。和常规的深冷分离系统比较, 分凝分离法能在较低的能耗下达到高回收率和高纯度。这一技术适用于既有炼油厂又有乙烯厂的情况, 且炼油厂的催化裂化能力足够大时, 其经济效益比较好^[12]。

吸收分离法是利用炼厂气各组分在吸收剂中溶解率的不同来进行分离的方法, 主要有中冷油吸收工艺和 Mehra 工艺等。中冷油吸收工艺一般是利用 C₃、C₄ 和芳烃等油品作吸收剂^[13]; Mehra 工艺由美国休斯顿 AET 公司开发, 采用 Mehrsolr 溶剂作为吸收剂^[14]。

吸附分离法是借助气体混合物中某些组分在固体吸附剂上优先吸附而实现分离的一种方法, 根据吸附剂再生方法的不同分为变压吸附法 (PSA)^[15] 和变温吸附法 (TSA)^[16] 等。我国已有吸附分离装置用于炼厂气的分离。

2.2.2 炼厂轻烃

炼厂轻烃资源主要来自于 LPG 和拔头油。

炼厂在加工比较轻的原油和含凝析油的情况下, 从初顶系统中分离出的 LPG 可占原油质量的 0.15%~0.4%。炼厂 LPG 主要由具有良好裂解性能的 C₃、C₄ 馏分组成, 是一种很好的裂解原料, 表 6 是其典型组成情况。

表 6 常压蒸馏装置 LPG 组成 (摩尔分数) 单位: %

乙烷	丙烷	正丁烷	异丁烷	C ₅
0.1	23.34	57.93	18.37	0.26

催化重整的拔头油也是一种很好的裂解原料, 它是重整预分馏塔顶蒸出的 <60℃ 的轻馏分, 占重整进料的 15%~20%。重整拔头油典型组成见表 7。

重整拔头油基本由 C₃~C₅ 烃类组成, 不含芳烃, 且 C₄ 馏分中的异丁烷含量较少, 乙烯收率较高。

2.2.3 抽余油

抽余油泛指工业上采用溶剂萃取方法得到的剩

表 7 重整拔头油组成 (质量分数) 单位: %

乙烷	丙烷	正丁烷	异丁烷	正戊烷	异戊烷
4.05	24.12	29.62	9.76	18.14	14.31

余物料。在石油化工中,抽余油多指富含芳烃的催化重整产物(重整汽油)经萃取(抽提)芳烃(见芳烃抽提)后剩余的馏分油,其主要成分为 C₆~C₈ 的烷烃,由于进芳烃抽提前有时已将 C₈ 组分除去,因此其干点较低,其中芳烃和环烷烃含量很少,具有良好的裂解性能。另一类抽余油是乙烯裂解装置本身产生的裂解汽油经加氢、芳烃抽提后所得到的抽余油,这类抽余油干点也较低。由于烃族组成中环烷烃、异构烷烃含量较高,乙烯收率低于直馏石脑油,但仍然是一种较好的裂解原料。这种抽余油是乙烯厂本身的副产品,因此工厂内部比较易于提供。表 8 为某抽余油的主要裂解产品组成。

表 8 某抽余油裂解产品

裂解温度/℃	主要产物组成(质量分数)/%			
	氢气	甲烷	乙烯	丙烯
830	0.70	12.94	24.79	17.19
840	0.79	13.5	25.74	16.89
850	0.87	14.37	27.21	16.51
860	0.93	15.35	28.07	15.84

2.2.4 二次加工焦化加氢汽油、柴油

延迟焦化装置有较大的灵活性,它的原料可以是重油、渣油,甚至沥青,通过焦化装置可以提高轻质油收率。

延迟焦化所得的油品中不饱和烃含量比较多,需经加氢精制,目的是使油品中烯烃饱和,并脱除其中硫、氮及金属杂质,提高油品质量,使之适于作裂解原料。焦化加氢汽、柴油的性质与直馏油相近,氢含量比直馏油高,BMCI 值比直馏油小,是很好的裂解原料。表 9 为某焦化加氢汽油的主要裂解产品收率。

表 9 某焦化加氢汽油裂解产品

裂解温度/℃	主要产物组成(质量分数)/%			
	氢气	甲烷	乙烯	丙烯
780	0.58	8.75	23.41	15.00
800	0.72	11.03	27.06	16.08
820	0.77	12.01	28.89	15.42
840	0.88	13.66	30.00	13.49

2.2.5 重质油加氢裂化

加氢裂化是 20 世纪 50 年代发展起来的炼油工艺。加氢裂化使原料脱硫、脱氮、芳烃饱和,使多环芳烃加氢开环,从而增加烷烃含量,使重油轻质化,将减压馏分油及渣油转化为汽油、中馏分油和加氢尾油等。加氢裂化得到的尾油是优质的裂解原料。最初的加氢裂化工艺为高压加氢裂化,即在较高的氢分压下进行操作。自 1959 年世界第一套高压加氢裂化装置在美国首次应用以来,经过数十年的不断发展,高压加氢裂化工艺已趋成熟。随着加氢裂化工艺的不断发展,又出现了在较为缓和的氢分压下进行加氢裂化的工艺——缓和加氢裂化(MHC)和中压加氢裂化^[17]。

MHC 又称轻度加氢裂化,工艺的特点是可以使用催化重整副产氢,且氢耗不高,投资较省,灵活性大,不仅生产部分汽油、柴油,还可得到加氢尾油(>350℃)。但 MHC 转化深度不高;得到的加氢裂化尾油的芳烃含量较高,生焦量较大,使用时需优化工艺条件,以减少对裂解炉的运转周期的影响。

在 20 世纪 80 年代后期,中压加氢裂化工艺开始发展。对比 MHC,中压加氢裂化^[18]适当提高了操作苛刻度,克服了 MHC 转化率较低的问题;可以加工质量更差的 VGO 原料;由于压力的适当提高,产品质量进一步改善;对比高压加氢工艺,中压加氢裂化降低了操作压力,装置投资费用可比高压加氢裂化低 3.0%~4.0%。目前国内已广泛应用。

目前的加氢裂化装置仍是以高压加氢工艺为主,这是由于从装置产品质量要求(如喷气燃料、柴油等产品指标)及综合产品经济效益考虑,高压加氢工艺更有其优势。

由于加氢裂化尾油的硫含量都很低,容易在接触高镍含量的金属管壁时发生脱氢反应生成焦,因此原料在进入裂解炉前要补硫;并且随着使用加氢裂化尾油比例的增大,要防止急冷油黏度增大,影响操作。

目前加氢裂化尾油作为裂解原料优质化的一种手段在我国乙烯原料构成中日益重要,不过受加氢裂化装置经济效益(高转化率操作得到的加氢裂化尾油具有更好的裂解性能,但高转化率操作对于加氢裂化装置从经济上并不合算)、综合产品考虑(如高转化率操作得到的加氢裂化尾油同时也是生产 II/III 类润滑油基础油极好的原料)等的影响,加氢裂化尾油的广泛使用受到一定的制约。进一步扩大加氢裂化尾油的使用,需要从源头(通过炼化一体

化, 增产加氢裂化尾油) 和使用 (优化加氢裂化尾油在裂解装置的使用, 适当降低裂解装置对加氢裂化尾油性能的要求, 从而减轻加氢裂化装置的生产压力) 两方面进行工作。表 10 为某 BMCI 值为 17.45 的中压加氢裂化尾油在工业装置上的主要裂解产品组成。

表 10 某加氢裂化尾油产品组成

裂解温度/℃	主要产物组成 (质量分数) /%			
	氢气	甲烷	乙烯	丙烯
800	0.56	10.00	28.68	17.27
815	0.57	10.46	30.84	17.98

业内传统上认为, 加氢裂化尾油的 BMCI 大于 10 就算不上好的裂解原料。但从表 10 中可以看到, 通过操作条件的优化, 该原料也获得了较好的乙烯、丙烯收率。

2.3 乙烯厂资源

裂解装置裂解产物中的乙烷、丙烷一般会返回到裂解炉作为裂解原料。乙烯装置裂解产品中的 C₄ 和 C₅ 馏分约占裂解产品收率的 9% (质量分数) 左右, 如果 C₄ 馏分经过丁二烯抽提, 所得抽提 C₄ 烯烃经 MTBE 装置脱除异丁烯后进行加氢, 可以成为一种很好的裂解原料; 经过加氢后的裂解 C₅ 也是一种优质裂解原料。得到的 C₄、C₅ 组分可以作为循环物料重新进入裂解装置进行裂解反应。C₄ 和 C₅ 馏分是作为裂解原料还是作为其它工艺装置的原料或直接销售, 关键取决于经济效益。

另外如 2.2.3 节所述, 乙烯装置的抽余油也可作为裂解原料使用。

2.4 优化石脑油

石脑油在我国乙烯原料中占主导地位, 如果对石脑油性质进行优化, 提高其裂解性能, 可以提高乙烯产量, 一定程度上缓解乙烯原料供应紧张的问题。优化石脑油技术, 主要通过去除其中的环烷烃、芳烃等高芳潜组分、提高正构烷烃含量, 达到提高石脑油裂解性能的目的, 主要有吸附分离技术及芳烃抽提等技术。

芳烃抽提技术^[19]是将石脑油先送到芳烃抽提装置进行抽提, 分离出芳烃组分, 得到抽余石脑油。通过分离芳烃组分, 可得到高纯度的苯、甲苯等基本有机化工原料。而抽余石脑油作为裂解原料具有良好的裂解性能。目前, 成熟的芳烃抽提技术主要有美国 GTC 公司的 GT-BTX 技术^[20]、采用绿色环

保溶剂 *N*-甲基吡咯烷酮的 NMP 技术、采用 *N*-甲基吗啉溶剂的 NFM 技术^[21]、采用传统的二甲亚砜溶剂的 DMSO 技术和市场占有率最高的环丁砜技术。

采用吸附分离技术优化石脑油, 分离出其中的正构烷烃作为乙烯裂解原料, 具有优质的裂解性能; 余下的吸余油 (主要是异构烷烃、环烷烃和芳烃) 可以作为优质催化重整原料或高辛烷值汽油调和组分。该工艺的典型代表是美国 UOP 公司的 MaxEne 技术^[22]。不过该技术要在我国工业化实施, 需要有足够的石脑油资源和催化重整工艺装置生产能力, 才能保证整个工厂的物料平衡^[23]。

2.5 其它裂解原料来源

煤液化工艺, 就是通过化学反应, 将固体煤炭转化为液体油品和化工产品的过程。从工艺技术路线的差异看, 主要有直接液化和间接液化两类。

煤的直接液化是在较高温度 (420~470 °C)、较高压力 (6~30 MPa)、溶剂和催化剂存在下对煤加氢裂解, 直接转化成液化油的加工过程。目前世界上有代表性的煤炭直接液化工艺是日本的 NEDOL 工艺、德国的 IGOR 工艺和美国的 HTI 工艺^[24]。煤直接液化油可生产汽油、柴油和航空燃料。一般情况下, 1 t 无水无灰煤能转化成 0.5 t 以上的液化油, 加上制氢用煤, 约 3 t 原煤产 1 t 成品油。

煤的间接液化是先把煤气化, 生产出原料气 (氢气和一氧化碳), 经过净化后在一定温度和压力下, 定向地催化合成烃类燃料油和化工原料的工艺。与直接液化相比, 间接液化的效率相对低, 约 5~7 t 煤产 1 t 油, 造成成本更高, 但产品质量明显好得多。煤炭间接液化的典型工艺是 F-T (Fischer-Tropsch) 合成法, 通过控制反应条件和氢气/一氧化碳比, 在高选择性催化剂的作用下, 主要反应生成烷烃和烯烃^[25]。另外还有美国的 Mobil 甲醇-汽油 (MTG) 工艺, 由原料气合成甲醇, 再由甲醇转化成汽油^[26]。

尽管国内外在煤液化工艺开发方面已做了大量工作, 但仍有许多问题尚待解决, 提高煤液化合成油技术水平及其成熟程度是实现产业化的关键。煤液化技术是利用丰富煤炭资源缓解石油紧张状况的重要途径之一, 可以作为我国的储备技术。

另外还有直接生产乙烯的技术, 如利用甲醇转化制烯烃技术 (目前发展迅速, UOP 公司的甲醇制乙烯技术已经开始工业化^[27]), 由于不在本文讨论范围, 在此不加以详述。

3 结 语

随着我国乙烯生产能力的不断增长以及乙烯原料供应的日益紧张,要保证乙烯装置运转的高负荷、高收益,需要从多种渠道拓宽乙烯原料来源,增加乙烯原料供应。

(1) 炼油化工一体化,是一个技术经济结合性的策略和观点。炼油化工一体化就是通过优化乙烯原料,提高乙烯收率,增加乙烯原料的互供能力,降低乙烯生产成本和必须配置的原油加工量,最终达到提高乙烯竞争能力的目的,使炼厂流程理顺。既要为乙烯厂提供更多、更好的原料,又要兼顾炼厂的效益,作到双方得利。

(2) 乙烯原料要优质化、轻质化、多样化,供应要立足国内,同时积极争取进口原料,但在品种和质量上应有所选择,并且在技术经济上进行比较。

(3) 裂解性能较差的重质煤、柴油和重质原料要进行改质,采用中压加氢改质工艺或加氢裂化工艺,提高原料质量,改善其族组成。改质后各原料的乙烯、丙烯产率可显著改善,是较好的乙烯生产原料。这是近期可以大力开展且能够显著提高原料性质的一条途径。

(4) 通过提高正构烷烃含量对石脑油原料进行优化,获得优质的乙烯裂解原料,这是有效改善我国乙烯原料性质的一条途径。考虑到炼厂装置、规模制约,应进一步评估其技术经济合理性,综合考虑产品、副产品的生产、利用,炼化一体化进行工艺开发和工业化研究。

(5) 对于轻烃资源的开发、利用予以重视,大力推动勘探及 LPG 进口工作,充分利用我国的油气田资源以及海外 LPG 资源乙烯生产提供原料;从中远期来说,使其成为我国乙烯原料中一个稳定的、重要的组成部分。

(6) 炼厂干气、裂解装置 C₄、C₅ 馏分均是较大潜能的乙烯原料,而且在利用时不需要对现有工艺流程进行大的改动,应该引起重视并充分利用。

(7) 二次加工的焦化加氢汽、柴油是较好的乙烯原料。焦化装置以重油、渣油为原料,所得焦化汽、柴油收率为原料的 40%~50%,经过加氢后作为乙烯原料,裂解产品中乙烯、丙烯收率得到提高。在炼油生产流程中应对焦化加氢产品的生产给予关注。

(8) 煤液化所得产品作为乙烯原料的研究作为国家技术储备应加以重视。

参 考 文 献

- [1] 王松汉,何细藕. 乙烯工艺与技术[M]. 北京: 中国石化出版社, 2000.
- [2] 杨上明. 我国乙烯工业发展思路及建议[J]. 当代石油石化, 2003, 11(4): 17-21.
- [3] 袁晴棠. 关于优化乙烯原料的若干思考[J]. 当代石油石化, 2001, 9(9): 5-10.
- [4] 迟洪泉. 国内外乙烯工业现状与展望[J]. 化工技术经济, 2006, 24(4): 6-9.
- [5] 黄立道. 乙烯及丙烯工业现状[J]. 中国氯碱, 2005(5): 1-5.
- [6] 张福琴,陈国辉. 我国乙烯工业发展值得思考的几个问题[J]. 国际石油经济, 2006(2): 38-41.
- [7] 曹湘洪. 我国石油化工产业面临的资源瓶颈环境压力及对策[J]. 科学中国人, 2006(2): 22-28.
- [8] 曹湘洪. 中国炼油与石化工业发展的战略思考[J]. 中国石化, 2005(1): 8-12.
- [9] 王强. 关于乙烯原料优化的几点思考[J]. 石油化工, 2002, 31(1): 58-62.
- [10] 瞿国华. 乙烯蒸汽裂解原料优化(二)[J]. 乙烯工业, 2003, 15(1): 64-74.
- [11] 林世雄. 石油炼制工程[M]. 第3版. 北京: 石油工业出版社, 2000, 25.
- [12] Bernhard D P, Rowles H C. Recovery of valuable hydrocarbons using dephlegmator technology[J]. *Advances in Cryogenic Engineering*, 1988, 33: 983-989.
- [13] 李恒泰,陶志林,孙秀芬. 炼厂干气的综合利用[J]. 石油化工动态, 1997, 5(5): 19-23.
- [14] Savage P, Brooks K. Refinery gases: A quick source of ethylene[J]. *Chem. Week*, 1988, 142(19): 16.
- [15] 纪志愿. 氢提纯工艺的选择及其工业应用[J]. 炼油设计, 1998, 28(6): 46-50.
- [16] 杜红岩. 变压吸附分离技术用于催化裂化干气提纯氢[J]. 石油炼制与化工, 1998, 29(4): 8-12.
- [17] 韩崇仁. 加氢裂化工艺与工程[M]. 北京: 中国石化出版社, 2001: 398-400.
- [18] Hunter M G, Miller R B, Pappal D A, et al. National Petrochemical and Refine Association Paper[C]//Washington: NPRA, 1997
- [19] 何琨,丁蕙,吴德荣,等. 芳烃抽提法优化乙烯联合装置的裂解原料[J]. 石油化工, 2006, 35(9): 872-876.
- [20] 刘建新,肖翔. 萃取精馏技术与工业应用进展[J]. 现代化工, 2004, 24(6): 14-17.
- [21] Uhde G. Petrochemical Processes 2003[J]. *Hydrocarbon Process*, 2003, 82(3): 78-79.
- [22] 安宁. 优化乙烯装置和重整装置原料的有效途径[J]. 石化技术, 2003, 10(1): 12-15.
- [23] 崔德春,姚志龙. 用吸附分离技术优化石脑油原料质量的探索[J]. 乙烯工业, 2006, 18(3): 39-42.
- [24] 徐会军,刘治中. 煤炭直接液化技术的发展[J]. 煤炭加工与综合利用, 2003(4): 36-39.
- [25] 曹征彦. 中国洁净煤技术[M]. 北京: 中国物资出版社, 1998: 441-450.
- [26] 任润厚,四季春. 煤炭液化技术及其发展现状[J]. 煤炭科学技术, 2005(12): 37-69.
- [27] John Baker. Stranded gas options[J]. *European Chemical News*, 2004(3): 19-20.