



中国石油化工集团公司

科学技术委员会论文选

2004年

中国石油化工集团公司

二〇〇四年三月

中国石油化工集团公司

科学技术委员会

论 文 选

2004 年

中国石油化工集团公司

二〇〇四年三月

责任编辑：何重金

封面设计：况 晗

中国石化出版社出版发行

地址：北京市东城区安定门外大街 58 号

邮编：100011 电话：(010)84271850

读者服务部电话：(010)84289974

<http://www.sinopec-press.com>

E-mail: press@sinopec.com.cn

北京精美实华图文制作中心排版

河北省徐水县印刷厂印刷

*

787×1092 毫米 16 开本 23.5 印张 407 千字
2004 年 3 月第 1 版 2004 年 3 月第 1 次印刷

目 录

1 我国炼油厂蜡渣油深加工应大力发展加氢型装置·····	曹湘洪 (1)
2 聚烯烃技术发展趋势·····	袁晴棠 (20)
3 提高科技创新实力 实现我国炼油工业的持续发展·····	侯芙生 (31)
4 继续进行炼油企业结构调整 加快我国加氢工艺技术 发展·····	张德义 (48)
5 中国石化 2003 年油气勘探重要成果浅析 ·····	李干生 (63)
6 关于复杂地表和复杂油气藏勘探配套 技术的分析和建议·····	何生厚 (68)
7 引入先进设备管理理念 做强中国石油石化企业·····	马伯文 (72)
8 关于乙烯长周期运行的思考与实践·····	王 强 (78)
9 深层特低渗油气层压裂工艺优化技术·····	刘一江 (87)
10 深层次思考中国石化石油勘探开发可持续发展战略 ·····	关德范 (94)
11 抓住机遇 深化改革 科技创新 为集团公司上游 发展提供更强有力的钻井保障 ·····	吕连海 (102)
12 推广车用乙醇汽油有关问题的思考 ·····	乔映宾 (110)
13 原油脱钙剂的研究与开发 ·····	汪燮卿 (117)
14 环境友好石油化工催化化学与化学反应工程 ·····	闵恩泽 (124)
15 油藏综合地球物理研究现状及展望 ·····	李 阳 (133)
16 新的渣油加工组合技术 ·····	李大东 (140)
17 加氢工艺的发展与炼厂氢气资源 ·····	李志强 (146)
18 裂解碳五综合利用发展趋势 ·····	吴海君 (164)
19 泌阳凹陷新庄地区浅层油藏富集条件及勘探效果 ·····	邱荣华 (173)
20 关于广州石化含硫原油加工基地的建设 ·····	张立新 (182)
21 目前多分量地震勘探中的几个关键技术问题 ·····	张永刚 (190)
22 呼叫中心技术的应用与发展 ·····	张志樑 (196)
23 清洁燃料与技术支持 ·····	张培尧 (202)
24 石化施工技术要积极应对石化装置大型化的挑战 ·····	陆宝麒 (213)
25 纳米技术催化应用进展 ·····	陈庆龄 (223)

26	有效利用加工工艺实现炼油化工的紧密结合	陈俊武 (236)
27	发展芳香族聚酰胺纤维	肖维箴 (243)
28	环己烷催化氧化制环己酮新工艺研究进展	周培荣 (256)
29	中国乙烯工业现状、发展展望与对策	房广信 (263)
30	精心构筑清洁燃料生产技术平台 确保低成本实现汽 柴油质量升级	洪定一 (274)
31	OTA 全馏分催化汽油降烯烃技术开发研究	胡永康 (291)
32	烃类溶剂的应用及发展前景	唐 杰 (302)
33	渣油加工技术的新进展	徐承恩 (309)
34	中国石化油气勘探面临的问题与思考	钱 基 (319)
35	浅论江苏省及周边地区化肥现状及其发展趋势	曹 荣 (328)
36	分子筛催化材料在炼油和石油化工应用中的研究进展 ...	舒兴田 (340)
37	中国石化西部新区勘探进展及下步勘探方向	蔡希源 (347)
38	新世纪中国乙烯工业原料优化	瞿国华 (358)

我国炼油厂蜡渣油深加工 应大力发展加氢型装置

中国石油化工集团公司 曹湘洪

原油中大量存在的蜡渣油馏分进行深加工生产汽煤柴油的装置有脱碳型与加氢型两大类。选择什么类型的装置进行蜡渣油的深加工涉及蜡、渣油的可加工性、一次性投资大小、投资回收年限、产品结构、产品质量、加工过程的废气排放、资源的利用率等问题，炼油生产企业在选择蜡渣油深加工装置时最关心的投资回收年限主要依赖原油与成品油的价格，原油与成品油的价格和国际油品市场供需关系变动有关，又深受国际政治格局变动、主要产油国的政治局势、世界经济发展趋势等因素影响，因此选择什么装置对蜡渣油深加工是一个比较复杂的问题。本文分析了我国蜡渣油深加工装置结构、汽柴油质量、炼油厂生产过程烟气排放现状，可持续发展对汽柴油质量和生产过程清洁化的要求，原油资源量、产量趋势与未来的供需矛盾；提出我国蜡渣油深加工要大力发展加氢型装置，严格控制脱碳型装置的建设，并从新技术推广及技术开发的角度对降低加氢型装置的投资及运行费用提出了八点建议。

1 我国蜡渣油加工装置现状

属于脱碳型装置的蜡油渣油催化裂化装置与加氢型装置相比一次性投资低，在环境对油品质量没有严格限制的情况下，生产的汽油馏分调入少量其他组分即可出厂，甚至可以直接出厂。生产的柴油馏分经过适当处理即可调入直馏柴油馏分出厂。生产的液化气可直接作为民用燃料，还能从中分离出附加催高的丙烯。催化裂化在我国蜡渣油深加工中占主导地位，同属脱碳型的渣油焦化装置与加氢型装置相比，同样具有一次性投资低的特点，而且能处理劣质减压渣油和催化裂化外排的油浆，俗称炼油厂的“垃圾筒”，生产的焦化汽油加氢后可作为乙烯原料，生产的焦化柴油加氢后即可作为柴油调和组分，生产的焦化蜡油可送到催化裂化装置加工。焦化装置在我国炼油装置中也占较大比置，尤其近几年随着我国乙烯工业的快速发展，乙烯原料紧缺，焦化装置可将渣油部分转化为乙烯原料，建设焦化装置几乎成了渣油深加工的惟一选择。

蜡油加氢裂化生产的石脑油是优质的重整原料，还可以直接生产优质航煤及柴油馏分，柴汽比高，加氢尾油是优质的乙烯原料，但由于其一次性投资高，运行费用也高，在我国的发展速度一直比较慢。主要在于生产对二甲苯的企业及个别加工含硫原油的企业建设了蜡油加氢裂化装置。近几年在国内开发了投资成本较低、生产的加氢尾油可以作为优质乙烯原料的中压加氢裂化技术后，蜡油中压加氢裂化引起了炼化一体化企业的重视。

蜡渣油加氢处理后的蜡渣油馏分，硫、氮、重金属含量明显降低，氢碳比提高，再送去催化裂化加工，生焦少、干气少，高附加值产品收率高，汽柴油中的硫含量低，蜡渣油中的硫有效地回收，可以大幅降低加工过程中的废气排放，环境效益明显^[1,2]，尤其适合含硫原油加工。但是由于其一次性投资高，运行费用高，人们总是“望而却步”，我国仅少数加工含硫油的炼油厂建设了蜡渣油加氢处理装置。国内开发成功了具有国际水平的渣油加氢处理成套工艺技术后，目前仅建成了一套 2.00Mt/a 的工业装置。

表 1 例出了 2002 年我国原油加工能力及催化裂化、加氢裂化、延迟焦化三类主要蜡渣油二次加工装置的加工能力。从表 1 可见，目前我国蜡渣油加工主要是脱碳型装置。

表 1 我国原油加工及蜡渣油主要二次加工装置能力统计

原油加工		催化裂化			焦 化			加氢裂化		
能力 ^① / (Mt/a)	装置 套数	能力/ (Mt/a)	装置 套数	比例 ^② / %	能力/ (Mt/a)	装置 套数	比例 ^② / %	能力/ (Mt/a)	装置 套数	比例 ^② / %
289.51	174	102.80	148	35.5	24.65	30	8.51	15.02	15	5.19

① 原油加工能力包括常减压蒸馏和常压蒸馏能力。

② 比例是相对原油加工能力的比例。

2 我国汽柴油质量现状

汽柴油调和组分主要来自直馏汽柴油和蜡渣油深加工得到的汽柴油，为了保证汽柴油的质量，这些组分都要经过适当的改质处理。如直馏汽油馏分通过重整提高辛烷值，加氢降低直馏柴油、催化柴油、焦化柴油的硫含量并提高催化柴油、焦化柴油的氧化安定性。

炼油企业蜡渣油深加工的装置结构对汽柴油质量有提为重要的影响。表 2 列出了我国目前汽油调和组分的组成。

表2 我国汽油调和组成与美国西欧的对比

%

国 家 汽油组分	中 国	美 国	西 欧	国 家 汽油组分	中 国	美 国	西 欧
催化裂化汽油	74	34.5	27	MTBE	0.5	2.5	2
重整汽油	7.7	33.5	47	异构化油	—	10	5
烷基化油	0.5	12.5	4	其 他	3.9	7.0	6
直馏汽油	13.4	—	8				

催化裂化汽油馏分的烯烃含量高,尤其掺炼渣油的催化裂化,汽油的烯烃含量随着掺渣比的提高而增加。表3对比了我国汽油今年开始执行的GB 17930标准与欧洲现执行的EN 228—99标准的差距。由于催化裂化汽油占汽油组分的74%,GB 17930要求汽油中烯烃含量不大于35%,成了许多炼油厂的难题,通过近几年的努力,开发了一系列技术,才使难题得到解决。

为减少汽车尾气排放,北京市已率先提出2005年起汽柴油要执行欧洲Ⅲ号排放标准,全国也将紧跟其后。欧洲Ⅲ号排放要求汽油烯烃含量不大于18%,这对我们又是一次严重的挑战。

表3 我国与欧洲现行汽油标准主要指标对比

项 目	欧洲 EN228—99	中国 GB 17930
对应排放标准	欧洲Ⅲ号	欧洲Ⅰ号
硫含量 ^① /10 ⁻⁶	不大于 150	800
铅含量/(g/L)	不大于 0.013	0.013
苯含量 ^② /%	不大于 1.0	2.5
氧含量 ^① /%	不大于 2.7	2.7
芳烃含量 ^② /%	不大于 42	40
烯烃含量 ^② /%	不大于 18	35

① 质量分数。下同。

② 体积分数。下同。

如表4所示,我国的柴油质量同样明显低于发达国家标准,甚至低于发展中国家标准,如硫含量2002年1月1日才限制硫含量不大于 2000×10^{-6} ,欧盟国家已开始执行不大于 350×10^{-6} 的排放标准,韩国已限定柴油中硫含量不大于 500×10^{-6} 。我国炼油厂大量柴油来自催化裂化或焦化装置,柴油

加氢精制能力不足,含硫高一直是一个比较普遍的问题,有的炼油厂十六烷值偏低,氧化安定性也难以达到要求。近几年为了达到 2002 年 1 月 1 日执行标准的要求,建设了一批柴油加氢精制装置,问题才得到解决,但一些炼油厂的柴油质量只是勉强达标,要达到欧洲排放标准 NE590—99 必须投入相当的资金建设深度加氢脱硫脱芳烃装置。

表 4 我国与欧洲现行柴油标准主要指标对比

项 目		EN590—99	GB/T 252—2000
对应排放标准		欧洲Ⅲ号	
十六烷值	不小于	51	45
十六烷指数	不小于	46	—
密度/(kg/m ³)		820~845	实 测
多环芳烃 ^① /%	不大于	11	—
T ₉₅ /℃	不大于	360	365
硫含量/10 ⁻⁶	不大于	350	2000

① 体积分数。

3 我国炼油厂加工过程中烟气排放现状

炼油加工过程中排放的烟气中含有大量的 SO_x、NO_x, 烟气主要来源一是各类加工装置的加热炉, 二是火炬, 三是催化裂化的再生器。蜡渣油深加工装置以催化裂化为主的炼油厂, 再生器的烟气在炼油厂排放烟气中占主要份额。我国炼油厂催化裂化原料蜡油或渣油仅有少数厂家进行过加氢处理。据统计, 我国炼油厂 17 套催化装置催化原料中蜡渣油的硫含量平均为 0.56%, 其产品硫含量的比例如表 5 所示。

表 5 我国炼油厂 17 套催化装置产品中硫分布统计结果

原料类型	原料含硫量/%	产品中硫含量所占比例/%					
		干气+液化气	汽油	柴油	油浆	焦炭	损失
VGO/AR/VR/CGO	0.56	46.30	8.57	22.60	9.23	12.41	0.87

焦炭中的硫在催化剂再生烧焦过程中都将变成 SO_x 排放到大气中。2001 年中国石油化工集团公司(简称中国石化)和中国石油天然气集团公司(简称中国石油)催化裂化装置共加工原料 75.20Mt, 按 17 套催化装置的统计结果

推算,排放到大气中的 SO_x 折合成硫将达到 52.26kt。为了降低烟气中的 SO_x 含量,改善环境,有些炼油厂开始使用硫转移助剂,工业应用结果 SO_x 排放量可下降 50% 以上^[3],使用国外最新报道的 DESOXTM 添加剂,再生器 SO_x 排放量可降低 95%^[4]。如果在降低原料硫含量的同时使用烟气 SO_x 转移添加剂,就能取得更好的减少 SO_x 排放量的效果。

4 我国原油产量与原油需求预测

2002 年我国共生产原油 $1.68 \times 10^8 \text{t}$,居世界第 5 位;截至 2002 年底全国剩余可采储量为 $23.79 \times 10^8 \text{t}$,比 2001 年底减少 28.977Mt,下降 1.2%,居世界第 12 位。根据测算,我国原油资源量为 $1046 \times 10^8 \text{t}$,到 2002 年底全国累计探明的地质储量已达到 $225.6 \times 10^8 \text{t}$,累计探明可采储量为 $63.95 \times 10^8 \text{t}$,资源的探明程度仅是 21.7%,预测待发现可采资源量约为 $(71 \sim 96) \times 10^8 \text{t}$,平均探明率 43.4%,其中东部地区平均探明率超过 60%,中西部地区 and 海域低于 30%,均低于 73% 的世界平均探明率,还有很大勘探潜力。老油田通过科技进步,提高采收率也有较大的潜力。但总的看,勘探难度越来越大,岩性隐蔽、油气藏已成为东部的的主要勘探对象,地表及地质条件复杂的地区正成为勘探的重点目标区,老油田已进入高含水高果出阶段,综合含水率高于 80%,平均采出程度大于 65%,原油产量呈递减趋势,开发难度越来越大。据预测,我国 2005 年的原油产量约为 $1.7 \times 10^8 \text{t}$,2010 年为 $(1.75 \sim 1.95) \times 10^8 \text{t}$,2020 年为 $(1.8 \sim 2.0) \times 10^8 \text{t}$ 。到 2020 年我国经济总量要实现翻两番的目标,来来 18 年 GDP 年均增长率为 7.0%~7.5%,按弹性系数法、相关行业调查法等方法测算,预计 2005 年我国成品油消费量达 $1.4 \times 10^8 \text{t}$,2010 年达 $1.73 \times 10^8 \text{t}$,2020 年达 $2.24 \times 10^8 \text{t}$;用弹性系数法、下游衍生物需求折算法综合测算 2005 年、2010 年、2020 年乙烯及芳烃需求后,根据需求和可能预计我国乙烯生产能力 2005 年为 9.00Mt,2010 年约为 14.00Mt,2020 年约为 23.00Mt;对二甲苯生产能力 2005 年为 2.50Mt,2010 年为 4.50Mt,2020 年为 7.40Mt;生产乙烯及芳烃用的化工用油量 2005 年、2010 年、2020 年将分别为 35.00Mt、53.00Mt、84.00Mt。原油加工以主要满足年用运输燃料和大部分化工用油考虑,预计 2005、2010、2020 年我国原油加工量分别为 $2.45 \times 10^8 \text{t}$ 、 $3.0 \times 10^8 \text{t}$ 、 $3.9 \times 10^8 \text{t}$,原油缺口量分别为 $0.85 \times 10^8 \text{t}$ 、 $(1.1 \sim 1.33) \times 10^8 \text{t}$ 、 $(2.0 \sim 2.2) \times 10^8 \text{t}$ 。化工用油缺口量 2010 年、2020 年分别为 10.40Mt、28.47Mt。原油资源短缺和化工用油缺口越来越大的趋势必须引起我们的高度重视。

5 我国蜡渣油深加工应该大力发展加氢型装置

随着我国经济的发展,原油资源短缺的矛盾越来越突出。从世界范围看,截至2002年底,世界原油剩余探明可采储量为 $1661.5 \times 10^8 \text{t}$,2002年当年的原油产量为 $33 \times 10^8 \text{t}$,维持2002年的产量水平,已探明的剩余可采储量还可生产50年。随着科技水平的提高,探明可采储量还会增加,即使每年原油需求量会在 $33 \times 10^8 \text{t}$ 的基础上逐年有所增加,在一段时间内世界原油资源基本仍可以满足世界经济发展的需求。国际能源署的研究结果认为,常规石油储量可以轻松满足2020年前的需求^[5],但从长远看世界石油资源同样面临着短缺的矛盾。图1是Bookout对世界未来能源供应趋势的预测^[6]。

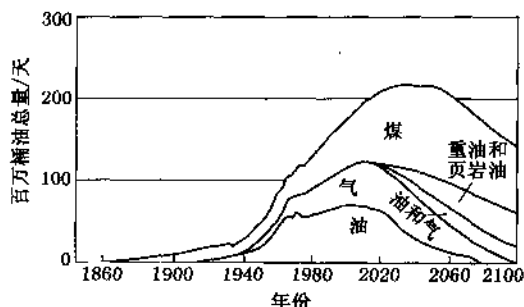


图1 世界矿物能源供应趋势预测图

最近,美国能源与人类研究院通过对世界石油生产国石油产量变化趋势的分析并建立模型,对世界石油生产进行了预测,得到了如图2、表6所示的3种结果^[7]。尽管很难对世界石油生产作出准确的预测,但图1、图2及表6都告诉我们人类应该重视有利于原油资源利用和清洁生产的加氢型炼油装置的建设,同时应重视开发可替代石油资源的新能源。近几年来加氢裂化

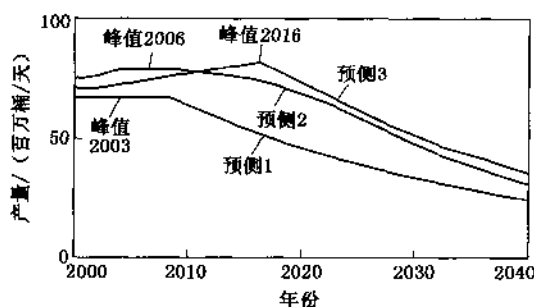


图2 三种世界石油产量预测

装置的建设开始受到重视,如表7、表8所示,1997年到2002年世界加氢裂化的能力年均增长4.4%,催化裂化能力年均增长1.4%,2002年到2005年加氢裂化能力年均增长8.3%,催化裂化能力年均增长3.5%^[8]。利用天然气、煤炭、石油焦生产清洁燃料也已成为国内外能源领域技术开发的热点^[9],我国已经启动直接法煤液化制车用燃料的示范工程,间接法煤液化制车用燃料的工业化装置正在进行经济技术评估。

表9是我国4种原油的渣油组成和碳、氢元素分析结果^[9]。表10是我国14种可用于直接液化的优选煤种煤质的分析数据^[11]。数据说明渣油甚至渣油中胶质和沥青质的氢/碳原子比要比煤的氢/碳原子比高得多。表11是

表 6 世界石油产量预测

万桶/日

项 目	产量预测		峰值后产量变化		
	年 度	产 量	变化量	变化率/%	年变化率/(%/a)
预测 1	2003(峰值)	6670	n/a	n/a	n/a
	2013	5560	- 10.2	- 15.3	- 1.65
	2023	4060	- 26.1	- 39.1	- 2.43
预测 2	2006(峰值)	7880	n/a	n/a	n/a
	2016	7350	- 5.3	- 6.8	- 0.7
	2026	5540	- 23.4	- 29.7	- 1.74
预测 3	2016(峰值)	8100	n/a	n/a	n/a
	2026	5800	- 23	- 28.4	- 3.31
	2036	4000	- 41	- 50.6	- 3.39

表 7 世界主要炼油装置加工能力

万桶/日 历年

炼油装置	1997 年	1998 年	1999 年	2000 年	2001 年	2002 年
加氢处理	3550	3623	3669	3658	3702	3834
催化裂化	1326	1337	1376	1370	1387	1420
加氢裂化	355	409	402	425	430	444
原油蒸馏	7832	8031	8155	8125	8117	8188

表 8 2002 ~ 2005 年世界主要炼油装置新增的加工能力预测

桶/日 历年

地 区	加氢处理	催化裂化	加氢裂化
北 美	976100	137500	99500
亚 太	435100	394700	50000
西 欧	463500	—	42000
俄罗斯 - 东欧	263180	144100	205000
中 东	595931	145000	1300
南 美	248770	98298	174249
非 洲	83400	—	—
总 计	3065981	919598	572049

美国 HTI 公司使用 Black Thunder Mine Subbituminous 煤在两段浆状床煤直接液化中试装置上得到的未经加氢处理的煤液化油的性质^[11]。从氢含量看,渣油中的氢/碳原子比还高于 HTI 法煤液化产品的氢/碳原子比,煤中还含有相当量的灰分,氧、氮等化合物的量也明显高于渣油,将煤变成清洁燃料必须

大幅度提高氢/碳原子比, 其投资成本和加工成本远远高于蜡渣油加氢转化为清洁燃料的成本, 而且蜡渣油加氢型工艺生产清洁燃料时, 碳得到充分利用, 轻油收率明显高于脱碳型装置, 蜡渣油加氢型装置生产过程中硫得到有效回收, 含硫化合物排放少, 生产的油品清洁化程度高。从有效合理利用原油资源, 减少炼油过程的环境污染实现清洁生产的角度, 我们应当大力发展蜡渣油加氢型炼油装置, 严格控制脱碳型炼油装置的建设。

表 9 渣油及其组分的元素分析及硫、氮分布^①

项 目	占渣油/%	碳/%	氢/%	碳/氢质量比	氢/碳原子比	残炭 ^② /%	平均分子量	硫/%	氮/%	硫/总硫	氮/总氮	分子式
大庆渣油	100	86.6	12.5	6.93	1.72	8.5	895	0.16	0.38	1.00	1.00	$C_{65}H_{111}S_{0.04}N_{0.24}$
饱和烃	36.7	85.2	12.3	5.96	2.00	—	779	—	—	—	—	$C_{55}H_{111}$
芳 烃	33.4	86.1	13.5	6.89	1.73	3.9	1010	0.29	0.24	0.61	0.21	$C_{72}H_{125}S_{0.09}N_{0.17}$
胶 质	29.9	87.2	11.0	7.93	1.50	21.9	1500	0.22	1.00	0.39	0.79	$C_{109}H_{164}S_{0.1}N_{1.07}$
华北渣油	100	85.9	11.8	7.28	1.63	17.0	932	0.47	0.91	1.00	1.00	$C_{67}H_{109}S_{0.12}N_{0.61}$
饱和烃	22.6	85.5	14.4	5.94	2.00	—	549	—	—	—	—	$C_{39}H_{78}$
芳 烃	24.3	86.0	12.2	7.05	1.69	4.8	758	0.76	0.64	0.40	0.15	$C_{55}H_{99}S_{0.18}N_{0.35}$
胶 质	53.1	86.2	10.4	8.29	1.44	28.9	1570	0.54	1.60	0.60	0.85	$C_{113}H_{162}S_{0.26}N_{1.0}$
胜利渣油	100	85.5	11.6	7.37	1.62	13.2	941	1.35	0.85	1.00	1.00	$C_{57}H_{108}S_{0.4}N_{0.57}$
饱和烃	21.4	85.3	14.2	6.01	1.98	—	569	—	—	—	—	$C_{40}H_{99}$
芳 烃	31.3	85.3	12.2	6.99	1.70	4.9	824	1.46	0.55	0.33	0.18	$C_{99}H_{100}S_{0.38}N_{0.32}$
胶质 + 沥青质	47.3	85.3	10.6	8.05	1.48	21.7	1450	1.95	1.62	0.67	0.82	$C_{103}H_{168}S_{0.88}N_{1.68}$
孤岛渣油	100	83.9	11.3	7.42	1.60	16.2	1020	2.86	0.88	1.00	1.00	$C_{71}H_{114}S_{0.91}N_{0.64}$
饱和烃	11.0	85.2	14.0	6.09	1.96	—	682	—	—	—	—	$C_{48}H_{95}$
芳 烃	34.2	83.6	11.5	7.27	1.64	7.2	934	3.02	0.56	0.36	0.19	$C_{65}H_{107}S_{0.88}N_{0.37}$
胶质 + 沥青质	54.8	82.5	9.6	8.59	1.39	25.4	1460	3.34	1.46	0.64	0.81	$C_{100}H_{139}S_{1.52}N_{1.52}$

① 中型试验样品。

② 微量法测定。

研究表明, 柴油车比汽油车可以节约 30% 的燃料消耗, 有更好的经济性, 而且在减少二氧化碳的排放上有优势, 可减少 15% 的二氧化碳排放, 因此在美国未来 5~10 年车用柴油将呈二位数的增长^[13]。更有人认为世界未来车用燃料的趋势是柴油而不是汽油^[14], 蜡油加氢裂化柴汽比明显高于催化裂化, 而且柴油质量好。从未来车用燃料的发展趋势看也应大力发展蜡油加氢裂化, 严格控制脱碳型催化裂化装置的发展。

表 10 适宜直接液化的 14 种优选煤的煤质数据^①

项目	辽宁 沈北	内蒙 古海拉尔	内蒙 古天宝山	内蒙 古胜利	云南 先锋	山东 兖州	山东 滕县	山东 龙口	陕西 神木	吉林 梅河口	辽宁 阜新	辽宁 抚顺	黑龙江 依兰	甘肃 天祝	
元素分析/ %	C	70.89	73.47	74.25	71.65	68.75	78.22	82.10	77.39	81.55	75.66	75.79	79.88	78.23	80.00
	H	5.46	5.01	6.22	4.83	4.80	5.30	5.45	5.53	5.07	5.61	5.56	5.54	6.04	6.04
	S	1.68	1.10	1.11	0.83	2.06	1.19	1.67	2.14	1.24	1.91	1.52	0.87	1.44	1.86
	N	1.04	1.32	2.67	1.40	0.90	8.09	1.60	0.77	0.27	0.52	1.03	0.35	0.22	0.88
	O	20.93	19.10	15.75	21.29	23.49	7.20	9.28	14.17	11.87	16.30	16.10	13.36	14.06	11.13
氢/碳 原子比	0.918	0.813	0.998	0.803	0.832	0.807	0.791	0.852	0.741	0.884	0.874	0.826	0.920	0.898	
氧/碳 原子比	0.222	0.195	0.159	0.223	0.257	0.069	0.085	0.137	0.109	0.162	0.159	0.126	0.135	0.104	

① 元素分析为质量分数。

表 11 未经在线加氢处理的 HTI 煤液化油元素分析结果^①

馏分/℃	初始~21	21~82	82~177	177~204	204~288	288~343	343+	全馏分
API 度	111.3	65.7	43.7	21.2	16.8	12.9	6.4	24.1
密度(15℃)/(g/cm ³)	0.5830	0.7175	0.8076	0.9268	0.9540	0.9800	1.0261	0.9091
元素分析/ %	C	84.39	80.45	81.77	83.85	88.72	88.13	93.53
	H	15.35	12.74	10.54	10.15	10.58	9.44	10.99
	S	0.19	0.21	0.17	0.12	0.25	0.62	0.31
	N	0.3542	0.2005	0.5897	0.8159	0.7197	0.8584	0.6716
	O	-0.28	6.40	6.93	5.06	-0.27	0.95	4.50
氢/碳原子比		2.18	1.90	1.55	1.45	1.43	1.29	1.41

① 元素分析为质量分数。

6 开发新技术、新工艺，实现蜡渣油加氢型装置关键设备国产化，改善蜡渣油深加工加氢型装置的经济性

蜡渣油加氢型装置与脱碳型装置相比，在原油资源的有效利用、实现清洁生产、提高产品清洁性上有明显优势。但在投资费用与运行成本上则有明显劣势。表 12 是美国 KBR 公司对 1Mt/a 阿拉伯中质减压渣油采用焦化、催化、加氢裂化三种工艺加工时投资成本的比较^[15]。

表 13 是美国斯坦福研究所(SRI)对每年加工 2Mt 阿拉伯重质与轻质混合原油渣油时三种渣油转化工艺固定成本的比较^[14]。

表 12 三种渣油转化装置投资
成本比较^① 美元/桶

装置类型	投资成本
延迟焦化	2000 ~ 4500
渣油催化裂化	3000 ~ 4000
渣油加氢裂化	3000 ~ 7000

① 以 2000 年的价格计算。

表 13 2Mt/a 三种渣油转化工艺固定
成本比较 万美元

装置类型	固定成本
延迟焦化	16410
催化裂化	21100
加氢裂化	34900

由于加氢型蜡渣油加工装置的投资成本与运行成本高, 制约着加氢型装置的发展。表 14 是 2002 年底世界主要国家原油加工能力与焦化、催化裂化、加氢裂化加工能力统计表, 从世界范围看, 加氢型装置的比例也不高。

表 14 世界主要国家原油加工能力、焦化、催化裂化、加氢裂化能力对比

国 家	原油加工 能力/ (Mt/a)	焦 化		催化裂化		加氢裂化	
		能 力/ (Mt/a)	与一次加工 能力比/%	能 力/ (Mt/a)	与一次加工 能力比/%	能 力/ (Mt/a)	与一次加工 能力比/%
美 国	831.165	112.197	13.5	283.868	34.15	73.736	8.87
俄罗斯	271.774	4.25	1.56	16.541	6.09	1.918	0.7
日 本	238.347	4.52	1.90	43.378	18.20	8.492	3.56
韩 国	128.005	0.95	0.7	8.40	6.56	6.00	4.69
意大利	115.040	2.25	1.96	15.355	13.35	13.785	12.0
德 国	113.355	5.314	4.69	17.193	15.20	8.810	7.77
印 度	106.731	2.246	2.10	8.365	7.84	2.73	2.56
加拿大	99.173	1.990	2.0	24.723	24.9	13.08	13.19
法 国	95.175	—	0	18.626	19.6	0.765	0.8
巴 西	93.257	4.307	4.62	24.198	25.9	—	—

要使我国蜡渣油加氢型装置的能力有明显增长, 必须通过开发新工艺、新技术, 实现蜡渣油加氢型装置关键设备国产化, 把投资成本与加工底本降下表。

6.1 积极推广和改进蜡油中压加氢裂化工艺

用我国自己开发的蜡油中压加氢裂化技术已建成了 1.30Mt/a、1.50Mt/a 两套工业装置, 建设与运行结果表明投资成本与运行成本都比高压加氢裂化明显降低。该技术尤其适合石蜡基原油的蜡油, 既可以生产一定量的重石脑

油作重整原料，也可以生产一定量的航煤和柴油的优质调和组分，其尾油是优质的乙烯原料，通过控制反应条件控制蜡油转化深度，尾油产量可以达到进料的 60% 以上。未来我国乙烯和芳烃产量的增长幅度远高于车用燃料和原油加工量的增长速度，目前我国化工用油的供应已很紧张，今后这一矛盾将越来越突出，按 2005、2010、2020 年我国乙烯产量分别为 9.00Mt、14.00Mt、23.00Mt，对二甲苯产量分别为 2.50Mt、4.50Mt、7.40Mt，原油加工量分别为 2.45×10^8 t、 3.0×10^8 t、 3.9×10^8 t 计算，化工轻油的收率应从目前的不足 9% 分别提高到 14.28%、17.7%、21.5%。发展中压加氢裂化，尤其在炼化一体化企业中发展中压加氢裂化是缓解化工轻油供应紧张局面的重要措施。

从技术上要不断改进现有中压加氢裂化催化剂的性能，实现在中压条件下以更高的空速处理蜡油使其发生精制、芳烃饱和、开环和裂化反应，提高蜡油转化深度，进一步提高中压加氢裂化的经济性。

6.2 持续改进蜡油高压加氢裂化工艺

蜡油高压加氢裂化尽管投资成本和运行成本高，但其蜡油转化率可高达 90%，中间馏分油收率高，轻油与中间馏分油收率调节余地大，所生产的喷气燃料烟点低，柴油十六烷值指数高，尾油 BMCI 值低，宜用于生产高粘度措施润滑油或乙烯原料，产品的硫含量也更低，更适合处理含硫较高的蜡油和中间基环烷基原油的蜡油。

在希望生产更多优质中间馏分油的炼油厂，拟速用高压加氢裂化。我们对已开发成功的高压加氢裂化技术应持续进行改进，要重视不断改进催化剂的活性，提高一次通过时的转化率，提高中间馏分油的选择性。

6.3 开发加氢裂化和加氢处理(或加氢精制)的组合工艺

建议开发的加氢裂化和加氢处理(或精制)的组合工艺可分为并联组合工艺、串联组合工艺两类。~~并联组合工艺是当加氢裂化和加氢处理或精制装置可能在相近的操作压力下进行时，如蜡油加氢裂化和渣油加氢处理，~~蜡油中压加氢裂化和柴油深度脱硫脱芳可以采用如图 3 所示的两个物料处理系统，共用一套新氢、循环氢压缩机。由于新氢和循环氢压缩机共用，尽管单台压缩机的能力增加，但比使用两套新氢循环氢压缩机系统的提资要省，加氢裂化和加氢精制(或处理)从低压分离器出来的产品也可以混合一起进入产品分离系统，这样可以节省提资。中国石化抚顺石油化工研究院和洛阳石化工程公司合作开发的已在镇海炼化公司工业化的灵活加氢裂化工艺^[16](如图 4 所示)，实际上就是蜡油加氢裂化与蜡油加氢处理的

并联组合工艺。

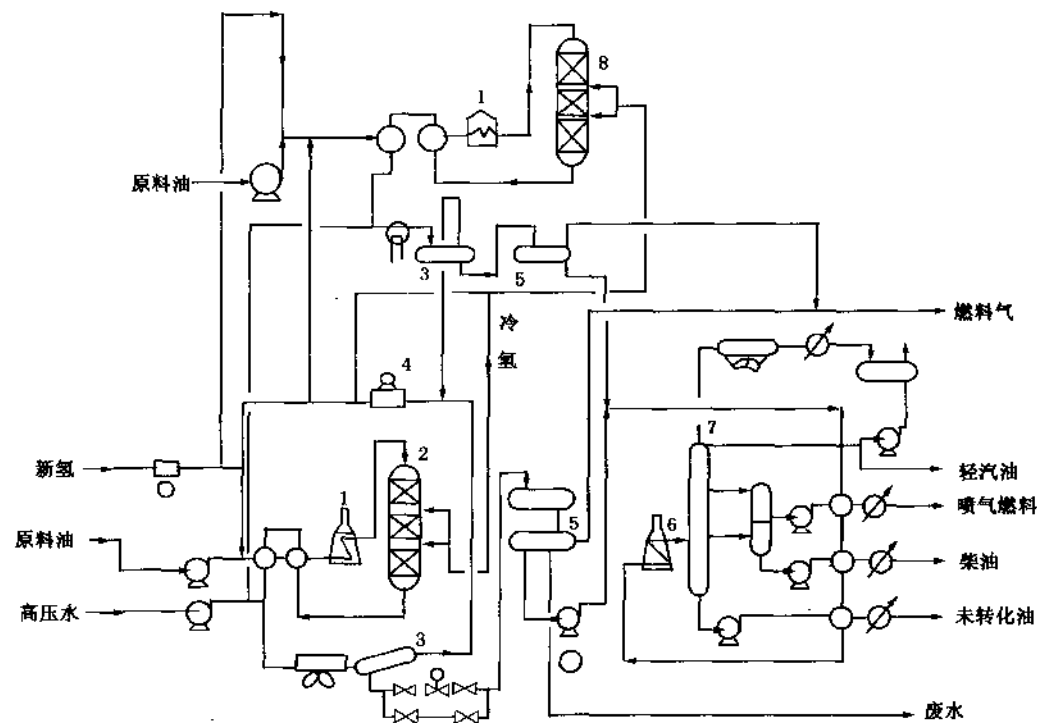


图3 单段一次通过加氢裂化与加氢处理并联组合工艺流程图
1—加热炉；2—反应器；3—高压分离器；4—循环压缩机；5—低压分离器；
6—分馏加热炉；7—分馏塔；8—加氢处理反应器

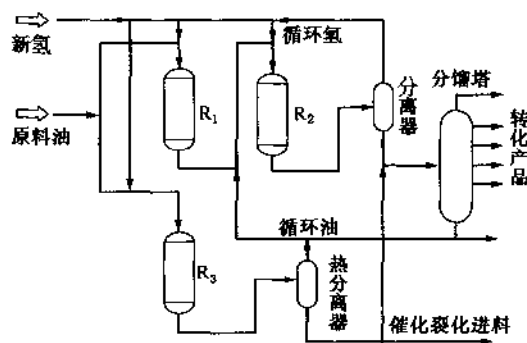


图4 灵活加氢裂化工艺流程图

加氢裂化和加氢精制(或处理)串联组合工艺是当加氢精制(或处理)的氢分压与加氢裂化高压分离器出口的氢分压相近时，如图5所示可让加氢裂化高压分离器出口的氢气再通过加氢精制反应器，这样也可以减少一个新氢循