

专论与评述

# 高油价给我国煤基液态能源技术的发展带来机遇(下)

邝生鲁

(武汉工程大学湖北省新型反应器与绿色化工重点实验室,湖北 武汉 430074)

**摘要:**我国能源结构以煤为主,石油及相关产品供需矛盾日益突出,将煤炭进行转化以替代部分石油,建立煤基液态能源体系是目前重要方向。煤基液态能源技术包括:煤炭直接液化、煤炭间接液化、煤焦油联合加氢、煤焦油与燃料油组合、煤焦油乳化、煤水浆和油煤水浆等。重点简述国内外煤炭液化技术发展概况和典型工艺,分析对比 2 种液化优缺点以及在我国的研究进展和未来发展趋势,并对煤基液态能源技术发展提出若干建议。

**关键词:**煤炭;直接液化;间接液化;水煤浆;煤焦油

**中图分类号:**TQ53;X382

**文献标识码:**C

**文章编号:**0253-4320(2009)09-0001-09

## High oil price brings opportunities for development of coal-based energy resource technology in China (part 2)

KUANG Sheng-lu

(Hubei Key Laboratory of Novel Reactor and Green Chemical Technology, Wuhan Institute of Technology, Wuhan 430074, China)

**Abstract:** China's main source of energy is coal, and there is a conflict existing between the demand and the supply of petroleum and relevant products. To transform coal to liquid to partially replace petroleum, and build the system of coal-based liquid energy source is an important developing direction in China. The coal liquefaction technologies includes the followings: direct coal liquefaction, indirect coal liquefaction, united hydrocracking for coal tar oil, combined fuel of coal tar oil and fuel oil, emulsive fuel, coal-water slurry, oil-coal-water slurry and coal tar pitch fuel, etc. The general situation of technological development and typical processes of coal liquefaction are emphatically discussed in this paper. And a technical analysis and comparison between the two kinds of liquefaction processes are made, and their advantages and disadvantages, the research advances and developing trend in China pointed out. Some advice about developing coal-based liquid energy source is also given.

**Key words:** coal; direct liquefaction; indirect liquefaction; water-coal slurry; coal tar

(上接 2009 年第 8 期第 7 页)

## 5 煤基液态能源开发技术

### 5.1 煤炭直接液化<sup>[8-11]</sup>

#### 5.1.1 煤炭直接液化发展历史及典型工艺

(1)煤炭直接液化技术研究的发展历史阶段

可将煤直接液化分为 4 个历史阶段:

1913—1945 年,法国 Bergius 首先发明煤炭直接液化方法,由此,全世界各国掀起一股开发热潮。1935 年,I.G 公司建成了一座 20 万 t/a 汽油的煤液化工厂。到第 2 次世界大战后,法国拥有生产能力达 423 万 t/a,可以为法国提供 2/3 的航空汽油,50% 的汽车和装甲车用油。

1946—1973 年,中东大规模开采出廉价石油。到第 2 次世界大战结束,由于煤液化技术投资大、收

率低、液化压力高而处于停顿状态。但很多公司、大学仍在继续研发,取得了许多技术成就。

1973—2002 年,1973 年中东战争爆发,导致世界发生能源危机,石油价格暴涨。此后,对煤直接液化的研究又开始重新活跃起来。

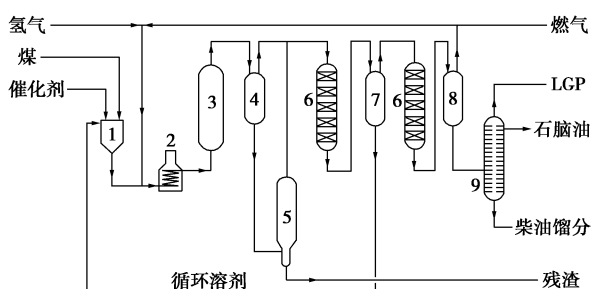
2003 年至今,美伊战争,工业化国家经济高速发展等因素导致油价飞升,我国开始积极开展煤转油工业化试验。

(2)煤炭直接液化典型工艺<sup>[9,12-17]</sup>

①德国 IGOR 工艺

IGOR 工艺如图 2 所示。

该工艺适合烟煤液化,反应温度 470℃,反应压力 3.0 MPa,煤转化率可达 90% 以上,液化油收率为 50%~60%,液化油在加氢精制后,产物中的 S、N 质量分数降到 10<sup>-5</sup>数量级。



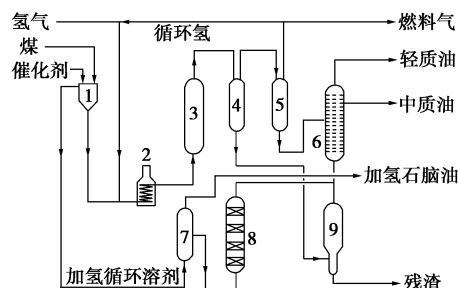
1—煤浆制备罐；2—预热器；3—液化反应器；4—高温分离器；  
5—减压蒸馏塔；6—加氢反应器；7—中温分离器；  
8—低温分离器；9—常压蒸馏塔

图 2 德国 IGOR 工艺流程图

我国云南先锋煤也在德国矿业研究院 IGOR 工艺上试验,证实以下结论:①最佳工艺条件为煤浆质量分数 48%,催化剂用广西赤泥,加入量为 3.7%,液化反应压力为 30 MPa,反应温度 455℃。②先锋煤液化油产率为 53%,氢耗高达 10% 以上。③液化油中,S、N 质量分数很低,石脑油可直接重整生产高辛烷值汽油,柴油也达到标准。

### ② 日本的 NEDOL 工艺

NEDOL 工艺见图 3。



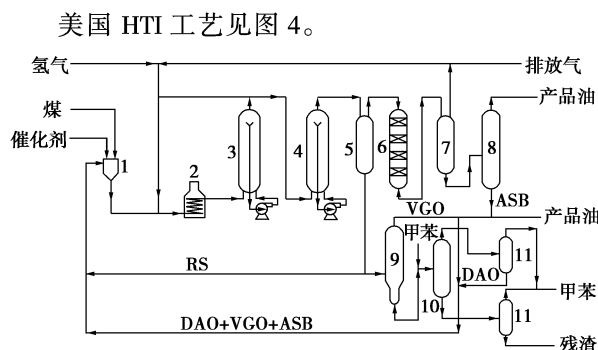
1—煤浆罐；2—预热器；3—液化反应器；4—高温分离器；  
5—低温分离器；6—常压蒸馏塔；7—分离罐；  
8—溶剂加氢反应器；9—减压蒸馏塔

图 3 NEDOL 工艺流程

该工艺有以下特点:①总体流程与德国工艺相似;②反应温度 455 ~ 465℃,反应压力为 17 ~ 19 MPa;③使用合成硫化铁或天然黄铁矿作催化剂;④煤浆用循环溶剂单独加氢;⑤液化油中有较多杂原子,未进行加氢精制,必须加氢提质才能获得合格产品;⑥油收率达 50%。

1998—1999 年,我国某企业利用黑龙江依兰煤和神华煤作原料,以硫铁矿为催化剂,在此工艺装置中进行试验。结果可看出,依兰煤催化转化率达 98%,油收率也达 60%。神华煤同样选用此工艺。

### ③ 美国 HTI 工艺



1—煤浆罐；2—预热器；3—K-1 反应器；4—K-2 反应器；  
5—高温分离器；6—K-3 反应器；7—分离器；8—常压蒸馏塔；  
9—减压塔；10—萃取塔；11—分离塔

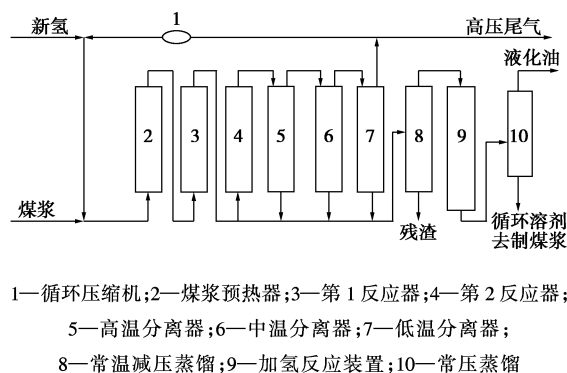
图 4 美国 HTI 工艺流程

该工艺主要特点是:①反应条件较温和,反应温度 400 ~ 450℃,反应压力 17 MPa;②采用悬浮式反应器,达到全返混反应器模式;③催化剂采用 HTI 专利技术制备的铁系胶状高活性催化剂,用量少;④在高温分离器后串接在线加氢反应器,对液化油加氢精制;⑤采用超临界溶液萃取法,从液化残渣中最大限度回收重质油,从而提高了液化油收率。

1997 年,神华集团与 HTI 公司合作,用神华煤进行多次液化。试验证实,该工艺氢耗量为 7% ~ 8%,煤转化率为 92% ~ 94%,液化油产率达 65%,证实 HTI 的确是先进的工艺。

### ④ 神华煤液化工艺

中国神华集团在吸收近几年煤炭液化研究成果的基础上,根据煤液化单项技术的成熟程度,对 HTI 工艺进行了优化,提出了图 5 所示的煤直接液化工艺流程。



1—循环压缩机；2—煤浆预热器；3—第 1 反应器；4—第 2 反应器；  
5—高温分离器；6—中温分离器；7—低温分离器；  
8—常温减压蒸馏；9—加氢反应装置；10—常压蒸馏

图 5 中国神华煤直接液化工艺示意图

与 HTI 工艺对比主要工艺特点有:①采用两段反应,反应温度 455℃,压力 19 MPa,提高了煤浆空速;②采用人工合成超细铁基催化剂,催化剂用量相对较少,质量分数 1.0% (Fe/干煤),同时避免了 HTI

的胶体催化剂加入煤浆的难题;③取消溶剂脱灰工序,固液分离采用成熟的减压蒸馏;④循环溶剂全部加氢,提高溶剂的供氢能力;⑤液化粗油精制采用离线加氢方案。

神华集团1 000万 t/a 煤炭直接转化油示范工程已于2008年12月30日进行初运行,生产出合格石脑油、柴油和化工产品等,标志着我国煤炭直接液化技术取得关键性进展,使我国成为世界上唯一掌握百万吨级煤直接液化关键技术的国家,为摆脱过分依赖石油被动局面走出了一条新路。

### 5.1.1.2 煤炭直接液化关键技术

#### (1) 溶剂选择

溶剂在煤直接液化中起的主要的作用有:①溶剂与煤中有机质发生强烈作用,使煤中氢键等断裂,溶解在溶剂中,破坏煤的交联网络结构,使煤发生溶胀;②溶剂分散煤粒,使气、液、固三相反应系统处于一相对均匀的体系之中,对形成的自由基起保护作用;③溶解氢介质;④向自由基供氢和热传递作用;⑤与煤配成煤浆,便于煤的运输和加压。

所用的溶剂有四大类:①普通溶剂。如萘、四氢萘、1,4-二氢萘、杂酚油等,用复合溶剂使苯系统抽提物达80%以上;②循环油作溶剂。循环油是煤液化过程中的产物,又是重质油和中质油混合物,既可供氢,又可催化加氢循环使用;③超临界抽提溶剂。利用常规溶剂在超临界条件下对煤有很好的溶解能力,从而提高煤的转化率;④离子液体。近年来离子液体作为绿色溶剂是一种新方向,它具有液态温度范围广,蒸气压低,不易挥发,能溶解很多有机物、无机物和金属有机化合物,它黏度低,反应温度在350℃左右,生产气体小分子和聚合物很少,使催化油收率提高,能耗、氢耗下降,催化成本降低。这一溶剂仍处于实验室阶段,工业化应用还有一段路要走。马嫚等<sup>[18]</sup>对煤直接液化溶剂研究进展进行了评述。

#### (2) 催化剂和催化反应器

催化剂是煤液化中的关键技术。催化剂可降低液化温度,减少副反应,降低能耗,增加催化产物收率。

按煤相关模型化合物的反应,催化剂可以分为金属、金属硫化物、金属氧化物、金属卤化物在内的酸性催化剂和炭黑5类。但从工业角度,通常划分为:

①铁系催化剂。这类催化剂如赤泥、天然硫铁矿、冶金飞灰、高铁煤矸石等价格便宜、成本低,可随液化残渣一起弃去,对环境不会造成大的危害。但它们活性低,为此可加入 $\text{FeS}_2$ 和少量含Mo高活性物质,将催化剂超细粉碎到微米级,增加在煤浆中的

分散性和比表面积,最大限度附着在更多煤粒表面等手段使催化剂活性大为提高。

②高价可再生催化剂。Mo、Ni对煤液化具有高活性,利用钼矿冶炼炉烟道气中的飞灰(主要是 $\text{MoO}_3$ )可使沥青烯加氢转化为油。由于钼灰较贵,因此必须研究回收它的方法。采用钼酸铵油包水乳液作催化剂,活性高。残渣排出后在1 600℃下燃烧,此时Mo和 $\text{MoO}_3$ 挥发,用氨水洗涤,使其转化为钼酸铵,Mo回收率可达90%。

③纳米级铁系催化剂。纳米级铁系催化剂的加入量为3%时,分散性不好,催化效果受限制。中国和日本均开发了纳米级铁系催化剂。采用逆向胶束法或将铁盐溶液喷入高温氢氧焰中,均可制得纳米催化剂。此时催化剂用量由3%降到0.7%,减少了煤浆中带入的无机盐含量,可以提高反应器容积利用率,减少残渣,从而提高液化油收率。

④卤化物催化剂。文献<sup>[19]</sup>使用Sn和Zn水溶液作催化剂,可以获得高的煤液化效益。Exxon<sup>[20]</sup>开发了含碘催化剂。 $\text{ZnI}_2$ 作催化剂时,产物中苯不溶物仅为10%,轻质油可达55%,重质油为5%。若 $\text{SnCl}_2$ 加入量为1%时,效果最好。次烟煤和烟煤液化中,用 $\text{ZnCl}_2$ 作催化剂,在385℃、20.78 MPa时不用溶剂,也可液化。次烟煤和烟煤转化率分别可达94.8%和94.0%。 $\text{ZnCl}_2$ 作催化剂有价格低、易获得; $\text{ZnCl}_2$ 活性适中,汽油馏分较高,重质油也在燃料油内,容易回收等优点。

⑤其他催化剂。将ZSM-5分子筛用于煤液化,在原料气 $\text{H}_2$ 中,引入少量硫化氢,以增加金属硫化物成分,因为煤液化用的催化剂的活性成分主要是硫化物,此过程中须保持一定硫化氢浓度,以防止硫化物被还原为金属态。

另外,液化油必须经过提质,才能获得合格产品,提质也需加氢催化剂和加氢裂化催化剂。范立明<sup>[21]</sup>对煤炭直接液化催化剂进行了评述。

此外,煤炭直接液化中催化反应器的设计十分重要<sup>[22-27]</sup>。煤炭液化是一种固-液-气三相反应体系,应使气-液换能充分,含气量高,且分布均匀,传质速率快,气体溶解速率快,在固-液界面,使固体颗粒(煤粒和催化剂颗粒)在反应器中分布均匀,热传递好,反应体系中温度分布均匀,可保证煤液化反应顺利有效进行。

### 5.1.1.3 煤液化残渣开发利用<sup>[28-30]</sup>

在煤炭直接液化中,不可避免产生一些残渣,其重量达原料煤的30%左右。这是一种高碳、高灰和

高硫的物质,主要来自未反应的煤、无机矿物质、煤液化中使用的催化剂、沥青烯与少量中油和重油组成。从资源利用和环保角度看,必须对它进行开发利用。利用方式有:

(1)气化。煤液化需要大量氢气,煤液化残渣用于气化制氢既消除了残渣,又为煤液化提供氢气。在气化方法中, Texaco 公司曾对液化残渣气化进行中试,他们采用 2 种进料方式:一是先将残渣磨成粉,再制成水煤浆泵入气化炉中,另一种是在较高温度下残渣处于流动状态,用泵加压后直接喷入气化炉。试验证明液化残渣具有高的反应性,在较低气温条件下碳转化率也可达 97% 以上。1 t 残渣可获 2 000 m<sup>3</sup> 合成气。经净化、变换等工序则可转化为氢气。

(2)燃烧。煤液化残渣有很高的热值,可作为锅炉燃料。但由于烟道气中有 SO<sub>2</sub>, 必须考虑用石灰浆料脱硫,或用氨水脱硫副产硫酸氢铵。此法具有广阔应用前景。

(3)焦化。残渣中含有高沸点油类及沥青类物质,还可通过焦化进一步转化为可蒸馏油、气体和焦炭。

(4)其他利用。利用超临界萃取法回收残渣中重质液化油和沥青烯类物质,回收油返回煤液化反应器,继续转化为可蒸馏油。分离出沥青烯可作碳素材料的优质原料。

#### 5.1.4 其他工艺

##### (1)煤与生物质共液化

煤炭直接液化条件苛刻,成本较高,制约了煤炭液化的发展。煤和生物质共液化制取液体燃料,利用生物质中富含的氢,降低煤液化的氢耗量,减缓反应条件的苛刻度,对实现煤温和液化有重要的意义。另外,煤与废弃生物质共液化可以充分的利用再生能源,合理利用工业和农业废弃物,对环境保护也具有积极的意义。

文献[30-31]研究了煤与木质素共液化动力学。采用烟煤与碱木质素共液化,反应在初始氢压 1.1 MPa、375℃、四氢萘作溶剂下完成。共液化产品与单煤液化产品相比,苯不溶物含量较低。有数据表明,在加入木质素后煤的转化率提高了 22%。

Lalvani 等<sup>[32]</sup>研究了煤在中等压力、温度条件下的液化,加入木质素可以起到一个增效的作用,能够显著地提高液化产品的质量和产率(达到 33%)。

Kim<sup>[33]</sup>研究了煤与造纸废渣的共液化,认为木质素热解时形成的苯氧自由基以及其他自由基可以

使煤中亚甲基链断裂,促进了煤的解聚。文献[34-35]用锯末和煤共液化,用四氢萘作溶剂,实验证实,煤液化产物(气体和液化油)产率随木质素的增加而增加。该方法可以提高油收率,改善油的质量。

Altieri<sup>[36]</sup>用木质素和烟煤共液化,所得到的过滤物大约 30% 是苯可溶物。同条件下,单独煤或木质素液化所得产物中苯可溶物仅为 10%。

Islam<sup>[37]</sup>研究了中国烟煤与甘蔗渣共液化,以四氢萘为溶剂,通过因子试验设计方法得出了理想油产率及煤的最佳液化工艺。王志宏等<sup>[38]</sup>对煤与生物质共液化的研究进行了综述。

总之,煤与生物质共液化研究已取得进展。试验证实,液化温度可以降低,液化产品质量能够得到改善,可以充分利用生物质资源。液化工艺一次性投入降低,使煤液化更具竞争力。但在对不同生物质时,煤的共液化还需进行针对性研究,包括建立液化动力模型,进而开发出合理的工艺与设备。

##### (2)煤油共液化<sup>[9]</sup>

为提高煤炭直接液化经济性,提高氢利用率,人们把煤炭液化和石油加工结合,将煤直接液化所需的循环溶剂用石油重油代替(如重质原油、常压重油、减压精油)。煤油共液化技术有以下优点:①产油率比单独煤液化要高;②氢耗较低,氢气利用率大幅提高;③油品质量有较大提高,更易于加工成合格汽油、柴油;④生产成本降低,有较强的竞争能力。这些优点已在煤碳科学研究总院中试得到证实,今后将进一步完善工艺与设备,扩大中试规模,为工业生产准备条件。

##### (3)煤和废塑料共液化

我国每年产生大量废塑料,若与煤炭共液化,不仅可以解决环境污染,而且可以利用这些废物转化为燃料。通过先锋煤与废塑料共液化中氢的转移示踪研究,表明富氢的塑料中含氢基团起着供氢的作用。研究表明,当煤与废塑料质量比为 6:4 时,煤的油收率最高。此时,氢压由单独液化时的 6.89 MPa 减少至 1.38 MPa。废塑料起到供氢作用。

#### 5.1.5 煤炭直接液化技术发展方向

##### (1)新型高效催化剂的开发

煤炭液化核心技术之一就是制备高效催化剂,它可降低反应温度,加快反应速率,降低能耗和成本。目前,世界各国竞相找寻高活性、高分散性、低加入量与复合性的催化剂作为未来研究的方向。美国碳氧化合物技术公司称,在 30 kg/d 的两段液化工工艺试验中加入胶态型催化剂,它们只含质量分数

0.10%~0.50%的钼,仅为传统催化剂加入量的1/5~1/10,但煤转化率很高。

### (2)油煤浆流变特性的研究

在煤炭直接液化中,煤炭与供氢溶剂按比例混合,形成高浓度油煤浆。在升温升压后加入加氢反应器中,此时由于煤与溶剂发生作用导致油煤浆的流变特征发生显著变化,甚至产生突变,造成系统阻力大增,使热传质工段恶化,诱发结焦和其他固体沉积物生成,从而影响整个系统正常运行<sup>[39]</sup>。

国外对油煤浆流变特征进行大量研究<sup>[40-41]</sup>。随着我国大规模煤炭催化项目的发展,一些大专院校和研究院也进行了广泛的研究,通过研究催化条件下的流变特征,获得准确基础数据,可大规模配制、输送、加压和加热过程的优化设计和操作条件,优化提供理论指导和技术支持,对我国煤炭液化项目的产业化运作十分重要。

### (3)从煤分子结构出发设计煤炭直接液化工艺<sup>[42]</sup>

凌开成提出的煤高温快速液化(CQLHT)思想就是一种基于煤分子结构上特殊的直接液化方案,液化方案大体是两段液化:第1段主要通过热液化(也就是高温快速液化)使桥键迅速断裂成大量的高芳香性小分子产物;第2段通过常规的催化液化让一段产物加氢降解为更小的分子,并提高H/C摩尔比。这种液化方案的优点符合煤分子结构的特点,因此在理论上提供了实现最高液化效率和最低液化成本的可能性,并可以使煤得到最大限度的综合利用。

## 5.2 煤炭间接液化<sup>[43-47]</sup>

### 5.2.1 煤炭间接液化状况

煤炭间接液化有2种技术:一是以煤炭为原料经过气化制得合成气,再用催化剂经F-T合成,生成烃类和化学品的过程。二是煤制甲醇,再由此制得汽油,本文仅介绍前者。

1993年后F-T合成油技术已实现工业化,1956年后南非沙索(SASOL)公司就形成了大规模工业生产,是目前技术很成熟煤炭间接液化技术。该公司已建成3个厂,每年用煤炭4290万t,主要产品有六大类:①发动机燃料。包括汽油,柴油,煤油;②烯烃。包括乙烯,丙烯,1-戊烯;③焦油产品。包括酚类,芳烃,燃料油;④石蜡和润滑油;⑤醇,醛,酮,酸类;⑥硫磺,硫酸,炸药,胺类,丙烯腈纤维等,共113种,总产量达768万t,其中油品占60%。

中国科学院山西煤炭化学研究所、中国石化石油化工科学研究院等科研单位和大专院校也进行富

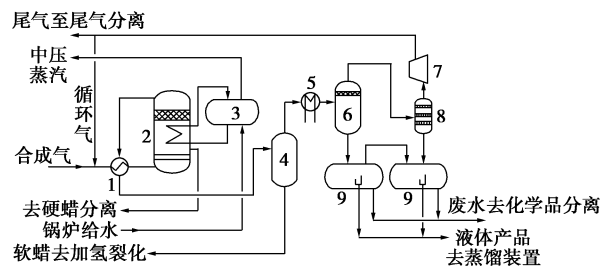
有成果的研发工作,成功制备出高效催化剂。兖矿集团已完成5000t/a F-T中试,正开展百万吨工业示范工程。神华集团已建成16万t/a煤炭间接液化工程,将于2009年正式投产运行。

另外,沙索(SASOL)与神华集团以50/50的股比分别在陕西榆林和宁夏宁东煤化工基地投资间接煤制油项目,该项目将采用沙索公司拥有50多年商业化验证经验的专有煤制油技术,生产8万桶/d或340万t/a的清洁、超低排放的柴油、航空燃料、石脑油、液态石油气等。2个项目的可行性研究从2005年11月开始,目前第1阶段的研究已经结束,预计第2阶段的可研工作于2009年底完成。可研工作的投资成本为3亿美元,由神华和沙索共同承担。

沙索总经理李斯陶根据国家发展改革委员会所做的独立社会效益报告(当时石油50美元/桶),介绍了煤制油产业的收益。近期,随着国际原油价格大涨更给煤制油提供了巨大的利润空间,从长期来看,如果不考虑二氧化碳的捕集成本,煤制油的毛利率将至少保持在30%以上。如果国际油价保持100美元/桶,煤制油的毛利率将超过50%。

### 5.2.2 煤炭间接液化成熟工艺

图6为南非SASOL浆态床反应器流程示意图。该工艺反应温度250℃,压力2.5~3.0MPa, H<sub>2</sub>/CO摩尔比为1.0~1.5, CO转化率为90%,用铁系催化剂,主要产品为柴油,该工艺具有以下特点:铁系催化剂廉价易得,反应器内传热传质性能好,反应温度易控制;粗油提质简单;生产出高质量柴油和石脑油;反应器单台生产能力大。



1—换热器;2—浆态床反应器;3—废热锅炉;4—第1分离器;  
5—冷却器;6—第2分离器;7—循环机;8—捕集器;  
9—油水分离器;10—油水分离器

图6 南非SASOL浆态床反应器流程图

由于煤炭间接液化是通过精制合成气制得,有害杂原子S、N在油品合成前已处理干净,合成油加H<sub>2</sub>提质工艺简单,成品油质量高。

### 5.2.3 煤炭间接液化与直接液化技术比较

表6为2种煤炭液化技术比较。

表 6 2 种煤炭液化合成煤基燃料对比

	煤炭直接液化	煤炭间接液化
煤种适应性	适应性差,需要高氢含量煤,外供氢则少;氧摩尔分数 < 2%,可使 H <sub>2</sub> O 生成少;杂原子 S、N 含量低,降低加工提质费用;灰分 < 5%,否则影响油的收率和系统正常操作;选易磨煤,磨成 < 200 目,可降低能耗	适应性广,任何含炭材料均可使用。可利用劣质褐煤就地转化,从而提高褐煤附加价值
反应条件	反应条件苛刻,440 ~ 450℃,15 ~ 30 MPa	反应条件相对温和,250 ~ 350℃,3.0 ~ 5.0 MPa
合成气转换	不需要	需要
催化剂	一般为一次性使用,难回收,使用量大	用量少,寿命长,可回收
反应产物组成	复杂组成烃的混合物,含少量杂原子 N、S,难分离	组成复杂的混合物,无杂原子 N 和 S
主要最终产物	柴油,汽油或石脑油	浆态床液化工艺为:柴油,蜡;固定床液化工艺为:汽油,重质柴油;循环流化床液化工艺为:汽油,烯烃
能量效率/%	40.80	36.29
化学元素利用率	仅利用 C、H,而氧被除去	仅利用 C、H,而氧被除去
对环境的影响	使用催化剂,产生较多的固体废物	对环境影响相对少
设备、材料	投入大,需进口	相对低,气化设备大多引进
动力消耗	高	相对低
油产品收率/%	63 ~ 68	60(SASOL)
技术成熟性	尚无大规模工业化,神华已建成 108 万 t/a 示范项目,运转良好	技术成熟,已实现大规模工业化生产

### 5.3 煤焦油加工燃料

#### 5.3.1 煤焦油乳化燃料

煤焦油乳化技术是以价格低廉的煤焦油为主要原料,通过渗水乳化、适当的调节处理,制备出符合要求、适用于锅炉燃料的燃料油。油和水一般是互不相溶的液体,寻找合适的乳化剂制备出稳定的乳化油,处理好影响乳化油稳定性的因素是研究工作者的任务。通过实验,在复配乳化剂的条件下,考察不同掺水量和温度对乳化油稳定性的影响,并通过燃烧实验对比证实了乳化油可以减少碳颗粒的生成,提高了燃料利用率,减少 NO<sub>x</sub>、SO<sub>2</sub> 的排放。

#### 5.3.2 煤焦油加氢裂化燃料

陈松等<sup>[48]</sup>介绍了一种 XSun 煤焦油联合加氢裂化技术。与单段加氢技术相比,这种新技术不仅可以使劣质重质煤焦油重馏分几乎全部转化得到轻、重馏分,且轻质馏分收率可大幅度提高,同时具有极大的原料适应性和生产灵活性。通过采用新研制的专用煤焦油加氢裂化催化剂,该技术特别适于处理原料为低值劣质煤焦油重馏分,除能获取中间馏分油如车用柴油馏分外,尤其多产轻石脑油和轻质溶剂油,可用于制乙烯的原料或生产高标号汽油的优质重整原料。

#### 5.3.3 组合燃料油

燃料油广泛用于电力、船舶、冶金、化工、轻工等行业,需求量大,我国南方每年需从新加坡进口 180<sup>#</sup> 燃料油。笔者对 180<sup>#</sup> 燃料油、高黏度 380<sup>#</sup> 燃料油和煤焦油进行性能测试,通过科学配方,添加化学添加剂将煤焦油和 360<sup>#</sup> 燃料油进行混合剪切制

得一系列的新燃料油,其性能指标见表 7。

表 7 复配燃料油性能指标

序号	密度 $\rho_{20}/\text{kg}\cdot\text{L}^{-1}$	含水量 量分数/ %	运动黏 度 $\nu_{50}/$ $\text{mm}^2\cdot\text{s}^{-1}$	硫质量 分数/ %	残碳质 量分数/ %	闪点/ ℃	倾点/ ℃
G-1	0.9850	0.28	165	2.85	9.7	77	12
G-2	0.9891	0.05	192	2.90	10.0	81	13
G-3	0.9941	0.30	74	1.82	9.0	78	6
G-4	0.9871	0.50	133	2.40	9.7	89	2
G-5	0.9881	0.30	89	12.19	9.3	79	7
G-6	0.9818	0.25	51	1.60	9.0	77	8

由表 7 可见,新燃料油运动黏度大为下降,S 质量分数、水分、残碳质量分数均优于 180 燃料油标准,倾点大大低于 24℃,冬天易储运,闪点高于 66℃,使用安全。由煤焦油和石油类燃料油制备的组合燃料油,减少了对石油制品的依赖,有很好的经济效益和社会效益。

#### 5.3.4 煤焦油组分催化裂化燃料

徐福亮等将煤焦油催化裂化,通过蒸馏、常温处理,制得一种透明、性能稳定的燃料,该工艺克服了煤焦油易变色和对胶管腐蚀性大难题。该燃料已规模生产,并用于燃煤电厂。

### 5.4 煤沥青燃料<sup>[49]</sup>

我国焦炭产量世界第一,焦炭生产中副产大量煤焦油,而煤焦油加工中又生成数百万吨的煤沥青。煤沥青除可以用于碳素电板的粘接剂、针状焦炭纤维、防水防腐涂料、道路沥青外还可加工成燃料。

#### 5.4.1 代替重油

将煤沥青加入重油降黏,改善燃烧性能。或用煤沥青回兑黏度小的洗油制成煤沥青燃料。该种燃料黏度低,贮存温度也较低,燃烧中能耗较小,燃烧稳定,不结炭,效果与重油相似。

#### 5.4.2 煤沥青浆体燃料

以沥青为原料采用 Tween80-Span80 混合乳化剂和超声波乳化剂乳化法,制备乳化燃料 40℃时黏度仅为 360 mPa·s,常温下放 7 天不析出水,在一个月内存性能稳定。

### 5.5 煤水浆、煤油浆

#### 5.5.1 煤水浆<sup>[50]</sup>

20 世纪 70 年代,由于出现了石油危机,人们纷纷转向研究以煤代油,主要方向是煤气化和煤液化技术,但无论是投资还是成本均十分高,因此,开始转向水煤浆技术。水煤浆是由质量分数约为 70% 的煤、29% 的水和 1% 添加剂所组成的一种代油燃料,煤水浆(CWM)具有液体燃料的特性,可流动、可泵送和雾化,在常规燃料油工业锅炉及炉窑上无需脱水即可燃烧,CWM 制备比煤炭液化气化工工艺简单,成本低廉。

##### (1) 水煤浆的流动性

①水煤浆的黏度。水煤浆的表观黏度越低越好,有利于输送和雾化。工业上表观黏度值应小于 1.0~1.5 Pa·s(25℃,100 s<sup>-1</sup> 普切速率下),影响 CWM 黏度的因素有:制浆用煤性质(煤的含水量,煤的含氧功能团,可磨指数,煤炭变质程度,灰分和可溶性矿物质含量);煤浆浓度;煤粉的级配;添加剂;煤浆温度等。

添加剂是制备高浓度 CWM 最关键技术之一。常用的分散剂有两类:阴离子型和非离子型。阴离子型分散剂为低分子质量电解质或高分子及准高分子聚电解质,包括磺酸盐、萘磺酸盐、磺化腐植酸盐、磺化木质素及石油磺酸盐和磺化沥青等。非离子型分散剂亲水端是聚氧乙烯链或配以少许磺酸基,亲固端是烷基、烷基苯或烷基苯酚,可用 R(CH<sub>2</sub>CHO)<sub>n</sub>H 表示,n 在 50~100 时,其 HLB 值较高。

②水煤浆分散剂作用。主要有提高煤表面的亲水性,增强颗粒间的静电斥力和空间隔离位阻效应。

##### (2) 水煤浆的稳定性

CWM 稳定性是表示颗粒抗沉降的能力。在大规模工业生产中,CWM 稳定性比其流动性、浓度更为重要,这不仅决定 CWM 是否稳定存放、输送,而且影响到用户是否正生产。

影响 CWM 稳定性的因素有:煤质、煤粉粒度及

其组成,煤浆浓度,流变特性和稳定剂等,稳定剂的加入具有关键作用。

稳定剂主要有无机电解质、高分子化合物 2 类,如各种可溶性盐类,高分子表面活性剂、纤维素、聚丙烯酸盐等。稳定剂加入量一般为干煤质量的 0.1%~0.005%。

##### (3) 水煤浆燃烧性

CWM 为代油燃料,它具有高的热值,容易点火,便于排渣,污染小,通常 2 t 的 CWM 的热值相当于 1 t 燃料油的热值。其优点是燃烧效果好。CWM 黏度低于燃料油,易于调节,燃烧效率达 96%~99%,锅炉效率在 90% 左右,运行稳定可靠。

##### (4) 环保性

水煤浆燃烧温度比燃油和煤粉温度低 100~150℃,且精煤水煤浆本身的硫分和灰分低,采用水煤浆后 SO<sub>2</sub>、NO<sub>x</sub> 排放浓度低。如果在水煤浆中外加 3%~5% 的石灰乳,直接脱硫效果可达 50% 左右。

##### (5) 经济性

水煤浆代油、代气的经济性是显而易见的。每 2.1~2.3 t 水煤浆即可替代 1 t 重油,以广东省为例,水煤浆的价格约为 700 元/t,而重油的价格达到了 3 200 元/t,因此,以水煤浆代替重油,仅燃料成本就减少了 49.7%~54.1%,经济效益十分明显。

##### (6) 水煤浆、煤油水浆今后的发展方向

①为实现全面代油目标,世界各国还开展了可替代柴油,用于内燃机、燃气轮机的精细水煤浆(UCCWM)研究。UCCWM 也称作第 2 代水煤浆,是一种平均粒径小于 10 μm,黏度为 300~400 mPa·s,质量分数 50% 左右,灰分低于 1%,基本属牛顿流体的煤水混合物。与石油相比,这种燃料储存、运输安全,可广泛用于火车、军舰、船舶、汽车发动机、电站等。与常规水煤浆相比,采用 UCCWM 可免除或减少对燃烧系统的改造,大大降低对泵、喷嘴等设备的磨损,更有利于环境保护。

制备精细水煤浆最核心的问题是如何制选超纯煤,而浆的制备与常规水煤浆的制备基本相同。

②根据 2006 年国家发展和改革委员会组织的调查结果,适合发展水煤浆的地区必须具备 2 个条件,即经济发达和环保要求高。而中国具备这 2 个条件的地区就是珠江三角洲、长江三角洲和环渤海湾经济发达地区。目前珠江三角洲地区水煤浆的发展十分迅猛,应该很好地利用这个有利时机,建设好水煤浆研究、示范生产基地,生产出优质廉价、环保性突出的水煤浆,树立水煤浆的市场品牌,在此基础上将水煤浆推广至环渤海湾经济发达地区,实现水

煤浆市场效益与经济效益的双赢。我国神华能源股份有限公司正在实施这一战略<sup>[51]</sup>。

③将水煤浆应用于煤炭气化。煤炭气化是指煤在特定的设备内,在一定温度及压力下使煤中有机质与气化剂(如蒸汽/空气或氧)发生一系列化学反应,将固体煤转化为 CO、H<sub>2</sub>、CH<sub>4</sub> 等可燃气体的生产过程。在工艺上先合成原料气(合成气)进而合成各种化学品。主要有合成氨、尿素、甲醇、二甲醚、F-T 合成燃料等。德士古(Texaco)气化工艺中气流床气化炉所用的是水煤浆,已广泛应用于我国各大型煤业集团、化肥厂。该技术为湿法进料,煤种适应性强,气化效益高,煤转化率高,环境影响小。水煤浆用于煤炭气化比直接燃烧能产生更高的附加值。

### 5.5.2 油煤水浆<sup>[52]</sup>

油煤水浆是继水煤浆、煤油浆之后,为提高煤浆热值和降低其着火点而发展起来的新型煤基代油流体燃料,它是由煤、油、水 3 种主要成分和少量添加剂组成。它提高了煤的燃烧效率,可节约大量燃料油,可用于工业锅炉、电动锅炉、工业窑炉,并安全可靠,可减少对环境的污染。

#### (1) 煤油水浆组成与特点

煤油水浆由 40% ~ 50% 的煤粉、15% ~ 30% 的燃料油或煤焦油、25% ~ 35% 的水及 1% 左右的添加剂组成。它可分为两大类,即水基类和油基类。前者是煤、油同时分散于水中形成的分散体系;后者是煤、水同时分散到油中形成的分散体系。与煤水浆相比具有以下优点:①煤油水浆对煤适应性广,可以不用烟煤;②煤油水浆比煤水浆发热量高,可直接点火;③煤油水浆可以利用劣质油。

#### (2) 造浆机理

高效低成本的添加剂是生产煤油水浆的关键技术。煤油水浆存在 3 种相,其中煤和油均为疏水物质,为形成一个均匀稳定的分散体系必须加入添加剂,否则会发生相分离而无法使用。煤油水浆中使用的油为高黏度、低成本的油,与煤混合后黏度更高,不能形成低黏度、流动性好的液体。为此加入水相,不仅可降黏,还可提高燃烧效率。

目前使用的添加剂有萘磺酸甲醛缩合物、聚丙烯酸、萘磺酸盐、木质素磺酸钠、石油磺酸钠。

## 6 看法与建议

### 6.1 中国油价接轨与补贴政策

中国有 2 种油价市场。一是看得见的国际油价市场,二是国内看不见的内部市场,由中国石油和中国石化等少数大公司垄断,在中国内陆、领海采油,

所采出的原油就为公司所有。据笔者估计,国内原油每吨成本为 20 ~ 30 美元/桶。

我国 2007—2008 年很少进口轻质原油,而是大量进口高硫重质原油,价格比轻质原油低 40%,在已与世界原油接轨呼声中,国内公司在利用低成本国内原油和低价进口重质油炼制成成品油出口 500 万 t 后,每年获 1 000 亿元以上利润。笔者认为,必须将 2 个市场公开,按消费量计算一个中间价,才是符合我国国情的油价定价机制。另外,民营炼油企业既无采油权又无政府补贴,在高油价时,只有停产,这又加剧市场成品油的紧张状态,表现市场竞争不公平性。

为抑制 CPI 和 PPI 上扬,我国制定了控制成品油价格措施,但是来自全民税收的巨额补贴补给了国内中高收入阶层和国内的外资企业,由于我国是“世界工厂”,低油价生产产品出口,实际是补贴给世界发达国家。

### 6.2 CO<sub>2</sub> 排放问题

煤基液态能源的开发,均以含碳量高的炭为原料,因此在生产和使用中均会排放 CO<sub>2</sub>。我国 CO<sub>2</sub> 排放总量大,增长快,面临越来越大的减排压力。据估算<sup>[7]</sup>,我国 2007 年化石能源利用产生 CO<sub>2</sub> 排放量达 60 多亿 t,已超过美国成为世界上最大的 CO<sub>2</sub> 排放国。而且我国人均 CO<sub>2</sub> 排放量也迅速上升,1990 年是世界平均水平的 50.3%,2000 年上升为 60.5%,2005 年则达 92%,估计目前已与世界平均水平相当。虽然我国人均 CO<sub>2</sub> 排放量当前仍为发达国家平均水平的 1/3,但已是发展中国家平均水平的 1.7 倍,在对外谈判中面临的减排压力不断增大。为此,在发展煤基液化能源同时,必须考虑 CO<sub>2</sub> 减排的紧迫性。国外有一些封存 CO<sub>2</sub> 技术,但动力消耗大,成本较高。找寻适合我国国情减排 CO<sub>2</sub> 方案刻不容缓。采用 IGCC 发电厂和煤-电-化共生,可使 CO<sub>2</sub> 封存费大为下降。

### 6.3 煤炭液化与石油炼制设计一体化

煤炭液化与石油炼制所用原料不同,但最终的主要产品基本相同。煤炭液化效益取决于石油价格。在油价高时,可获较大经济利益,但在原油价低于 40 美元/桶时,则效益难与石油炼制竞争。也就是存在石油价波动带来对煤制油效益的冲击,造成企业不稳定性提高。若将两技术组合,实现原料互补,产品优化调合,可共用公共工程。则可灵活应变,适应复杂国际原油市场变化,并确保我国能源稳定和可靠有效的供给。

### 6.4 煤基液态能源技术的选择

以上介绍多种煤基液态能源技术,各地区各企

业可以根据自己的实情(原料供给、高资金投入)来选择适合自己的最佳技术,煤炭制油也面临各种挑战,一是项目投资巨大,单个煤转油项目投资在50亿~70亿美元,另外耗水量大也是一个问题,煤主产地的西北是一个缺水地区,所以不能遍地开花,盲目发展。应根据科学发展观,建立资源节约型和环境友好型社会的要求,选择一种适合本地区本企业的煤炭转化技术。

### 参考文献

- [1] 范英,王恺.2009年国际原油市场分析与价格预测[J].中国科学院院刊,2009,24(1):42-45.
- [2] 王礼茂,方叶兵.国家石油安全评估指标体系的构建[J].自然资源学报,2008,23(5):821-831.
- [3] 王礼茂.资源安全的影响因素与评价指标[J].自然资源学报,2002,17(4):401-408.
- [4] 方叶兵,王礼茂.中国石油安全态势评估(1992—2002年)[J].自然资源学报,2009,24(1):67-70.
- [5] 魏一鸣,范英.油价长期高位对我国社会经济的影响与对策[J].中国科学院院刊,2007,22(1):20-25.
- [6] Fan Ying, Jiao Jian-ling, *et al.* The impact of rising international crude oil price on China's economy: An empirical analysis with CGE model [J]. *Int J Global Energy Issues*, 2007(4):404-424.
- [7] 何建坤,王宇.全球应对气候变化进程及其对我国的影响[J].科学,2008,60(6):38-41.
- [8] Elliot M A. *Chemistry of Coal Utilization (Second Supplementary Volume)* [M]. New York: John Wiley & Sons Inc, 1981.
- [9] 舒歌平,史士东,李克健.煤炭液化技术[M].北京:煤炭工业出版社,2003.
- [10] 高晋生,张德祥.煤液化技术[M].北京:化学工业出版社,2005.
- [11] Whitehurst D D, Mitchell T O, Farcasiu M. *Coal Liquefaction* [M]. New York: Academic Press, 1980.
- [12] Nippon Brown Coal Liquefaction Corp. Method of liquefying coal: JP, 07224283A [P]. 1995-08-22.
- [13] Sumitomo Metal Ind Ltd. Coal liquefaction using iron-containing catalyst: JP, 59068390A [P]. 1984-04-18.
- [14] 中国科学院山西煤炭化学研究所.煤液化催化剂的制造方法:中国,95106156 [P]. 1998-12-21.
- [15] Nippon Kokan KK & G. Liquefaction of coal: JP, 61083286A [P]. 1986-04-26.
- [16] 中国科学院山西煤炭化学研究所.一种以作为催化剂前驱体的煤直接液化方法:中国,200310109729 [P]. 1998-07-20.
- [17] 美国加利福尼亚切夫里昂美国公司.煤的液化方法:中国,00818548 [P]. 2000-12-08.
- [18] 马曼,谷小虎.煤直接液化用溶剂的研究现状[J].洁净煤技术,2008,14(6):36-38.
- [19] Hitachi Ltd. Coal liquefaction: JP, 60063283A [P]. 1985-04-11.
- [20] Exxon Research and Engineering Company. Coal liquefaction process with metal/iodine cocatalyst: US, 4824558 [P]. 1989-04-25.
- [21] 范立明,高俊文.煤直接液化催化剂研究进展[J].工业催化,2006,14(11):17-22.
- [22] HRI Inc. Catalytic two-stage liquefaction of coal utilizing cascading of used ebullated-bed catalyst: US, 4824558 [P]. 1989-03-28.
- [23] Kobe Steel Ltd. Coal liquefaction process and apparatus therefore: US, 4219403 [P]. 1980-08-26.
- [24] 北京惠尔三吉绿色化学科技有限公司.一种逆流、环流煤液化反应器串联的煤直接液化工艺:中国,200410029976 [P]. 2003-02-14.
- [25] 王逢旦.煤直接液化催化剂在线反应器:中国,03121869 [P]. 2004-03-11.
- [26] 中国科学院山西煤炭化学研究所.多级环流反应器:中国,200410012199 [P]. 2002-02-01.
- [27] Agency of Ind Science & Amp Technol. Reactor for coal liquefaction: JP, 56103283A [P]. 1981-08-18.
- [28] 胡发亭,田青远.煤液化残渣性质及应用研究领域[J].洁净煤技术,2007,13(4):2-23.
- [29] 崔洪,杨建丽,刘振宇,等.煤直接液化残渣的性质与气化制氢[J].煤炭转化,2001,24(1):15-20.
- [30] Cornils B, Hibbel J, Ruprecht P. Gasification of hydrogenation residues using the Texaco coal gasification process. fuel processing [J]. *Technology*, 1984, 9(2):251-252.
- [31] Sivakumar P, Jung H, Wender I. Liquefaction of lignocellulosic and plastic wastes with coal using carbon monoxide and aqueous alkali [J]. *Fuel Proc Technol*, 1996, 49:219-232.
- [32] Lalvani S B, Muchmore C B, Koropchak J, *et al.* Ligninaugmented coal depolymerization under mild reaction condition [J]. *Energy & Fuel*, 1991, 5(2):347-352.
- [33] Kim J W, Lalvani S B, Muchmore C B, *et al.* Coliquefaction of coal and black liquor to environmentally acceptable liquid fuels [J]. *Energy Sources*, 1999, 21(9):839-847.
- [34] Stiller A H, Dadyburjor D B. Coprocessing of agricultural and biomass waste with coal [J]. *Fuel Proc Technol*, 1996, 49:167-175.
- [35] 徐洁.煤与木屑共液化[J].燃料化学学报,1999,27(4):328-333.
- [36] Altieri, Paul. Characterization of Products Formed During Coliquefaction of Lignin and Bituminous Coal at 400 degree C [J]. *American Chemical Society: Division of Fuel Chemistry*, 1987, 32(2):117-128.
- [37] Islam Rafiqul. Study on co-liquefaction of coal and bagasse by factorial experiment design method [J]. *Fuel Processing Technology*, 2000, 68:3-12.
- [38] 王志红,刘鲤粽.煤与生物质共液化研究进展[J].洁净煤技术,2008,14(2):29-32.
- [39] 熊楚安.中国直接液化油煤浆及液化残渣流度特性研究进展[J].化工进展,2009,28(4):597-604.
- [40] Deng C R, Nio T, Sanada Y, *et al.* Relationship between swelling of coal particles and apparent viscosity of slurry during coal liquefaction for akabira coal/creosote oil slurry system [J]. *Fuel*, 1989, 68:1134-1138.
- [41] Ndaji F E, Thomas K M. Effects of solvent steric properties on the equilibrium swelling and kinetics of solvent swelling of coal [J]. *Fuel*, 1995, 74(6):63-81.
- [42] 李刚,凌开成.煤直接液化研究评述[J].洁净煤技术,2008,14(2):18-21.
- [43] Dry M E. The Fischer-Tropsch process-commercial aspects [J]. *Catalysis Today*, 1990, 6(3):183-206.
- [44] Schulz H. Short history and present trends of Fischer-Tropsch synthesis [J]. *Applied Catalysis A: General*, 1999, 186:3-12.

发展战略。

## 1 国内外钾矿资源概况

### 1.1 国际钾矿资源长期供应充足,垄断严重

根据美国地质调查局统计资料,2008年世界钾盐资源储量为8.3 Gt( $K_2O$ ,下同),基础储量为18.0 Gt。近些年国际钾矿资源是增长的,其中加拿大钾矿储量在过去5年中增长了1.3 Gt<sup>[3]</sup>。全球现有钾矿资源可供开采230年以上(见表1),而主要生产国如加拿大甚至可达400年以上,如果考虑海水钾资源的利用,则世界上钾资源几乎是无穷的。

表1 2008年主要国家钾矿资源储量、开采量( $K_2O$ )及可采年度<sup>[5]</sup>

国家	经济储量/ Mt	基础储量/ Mt	产量/ 万 t	2002—2008年 产量增长/万 t	可开采 年度/年
加拿大	4400	11000	1100	280	400
俄罗斯	1800	2200	690	250	261
白俄罗斯	750	1000	510	130	147
德国	710	850	360	15	197
以色列	40	580	240	47	17
中国	8	450	210	165	4
约旦	40	580	120	0	33
美国	90	300	120	0	75
西班牙	20	35	59	18.3	34
智利	10	50	58	23	17
英国	22	30	48	-6	46
巴西	300	600	43	7.8	698
乌克兰	25	30	1.2	-4.8	2083
其他国家	50	140	0	—	—
全球	8300	18000	3600	925.3	231

然而世界钾肥生产和供应存在极大的不均衡性,钾肥生产主要集中在加拿大、俄罗斯、白俄罗斯、德国、以色列、约旦6个国家,这些国家储量占全球总储量的93%,产量占全球的89%,而世界五大钾肥生产商的氯化钾产能约占全球的65%,出口量约占80%以上<sup>[4-5]</sup>。2005年以来,超大型国际化肥企

业控制市场能力进一步加强,国际钾肥供应商分别于1972年和2005年组成了2个钾肥出口公司 Canpotex 和 BPC 统一对外贸易,国际钾资源形成了高度垄断。2002年以来国际钾肥产量虽然增加了925.3万t,超过钾肥需求增长速度,但钾肥价格却增长了近500%,垄断的影响力得到充分显示。

### 1.2 中国钾资源自给困难,先天不足

据美国地质调查局资料,2008年我国钾资源的经济储量仅为800万t( $K_2O$ ),可开采年限为4年,基础储量为4.5万t,占世界的2.5%。根据我国最新资料统计,这800万t的经济储量仅考虑了我国云南勐野的固体钾资源矿,我国现开采的大部分钾资源主要是分布在青海柴达木盆地和新疆罗布泊的卤水钾资源,经济储量约1.65万t,基础储量约6.6万t,按照年开采250万t( $K_2O$ )的速度,我国现有经济储量可开采66年左右<sup>[6]</sup>。

我国不仅钾资源探明储量少,而且资源开采能力有限。我国现在开采的钾资源92%是卤水矿,随着生产规模的扩大,淡水供应问题凸出,估计进一步扩大产能,每吨 $K_2O$ 的开采需要引入40t淡水,西北钾资源产地水资源的短缺将极大的限制了产能的扩张,估计2010年我国 $K_2O$ 产量最多能达到300万t,2015年以后最大能够达到380万t,与2007年750万t的消耗量相比,我国自有钾资源在短期的供应能力和长期的保障度上都存在问题<sup>[6-7]</sup>。在20世纪末期,我国曾设立了自给30%~40%,周边国家供应30%,进口20%~30%,其他为0%~20%的多元化钾肥发展策略。2004年11月我国就有公司正式签署了在老挝和泰国开发钾矿的协议,原计划2010年这两地钾肥产能达到100万t $K_2O$ ,2020年前达到350万t $K_2O$ ,但由于种种原因至今仍未投产。鉴于当前我国钾资源状况、开发情况和周边国家的进度,如果保持现有钾肥用量,我国仍难以摆脱依赖进口钾肥的束缚。

(上接第9页)

[45] Espinoza R L, Steynberg A P, Jager B, et al. Low temperature Fischer-Tropsch synthesis from a Sasol perspective[J]. Applied Catalysis A: General, 1999, 186: 13-26.

[46] Steynberg A P, Espinoza R L, Jager B, et al. High temperature Fischer-Tropsch synthesis in commercial practice[J]. Applied Catalysis A: General, 1999, 186: 41-54.

[47] Ji Y Y, Xiang H W, Yang J L, et al. Effect of reaction conditions on the product distribution during Fischer-Tropsch synthesis over an industrial Fe-Mn catalyst[J]. Applied Catalysis A: General, 2001, 214: 77-86.

[48] 陈松, 许杰. 煤焦油联合加氢裂化处理工艺及其采用催化裂化[J]. 现代化工, 2009, 29(3): 64-67.

[49] 常宏宏, 姚润生. 煤沥青燃料的研究和应用[J]. 洁净煤技术, 2007, 13(4): 29-69.

[50] 曾凡, 胡永平. 矿物加工学[M]. 徐州: 中国矿业大学出版社, 1995.

[51] 华泽桥. 神华煤与水煤浆产业化发展[J]. 洁净煤技术, 2007, 13(5): 5-6.

[52] 高洪阁, 田原宇. 油煤水浆生产与工艺的研究探索[J]. 洁净煤技术, 2007, 13(2): 59-61. ■