

## 石炭液化に関する課題

### Problems on Coal Liquefaction

森 憲 二\*  
Kenji Mori

#### 1 はじめに

石炭液化に関する諸問題という非常に広範なテーマを与えられたが、もとよりその全般について総合して述べるだけの知識を持ちあわせていない。そこで石炭液化という巨大技術を見聞する範囲において考察し私見を述べることにしたい。

石炭液化は第2次大戦前からドイツにおいて相当な規模で実施されていた。しかし戦争が終結し、経済原則が支配するようになると、より有利な石油に圧迫され、設備の転換利用や廃止を余儀なくされた。とくに我が国においては研究開発さえも中断されることになった。一方近々20年のうちに石油資源の消費は急激に増大し、その結果第1次石油ショックを招くことになったが、その背景には石油が有限であるという認識が広く浸透しはじめたことによっている。石炭液化はこの様な事情を背景として再び脚光を浴びるようになったが、また一層経済性を考慮したプロセスの開発が必要とされるようになった。

石油に代替されるべきエネルギー源の主役として原子力、石炭、LNG等が考えられている。しかしこれらのエネルギー源は石油製品の重質分を代替するのには有効であっても輸送用燃料や家庭用燃料として使用される中間留分の代替には多大の設備投資を必要とし、現在すでに問題となっている重質油過剰の傾向に拍車をかけることになろう。このような問題を軽減するためには、石炭液化製品は望ましい性質を持っているといえることができる。

次いで、石油価格の高騰は石炭の経済性を有利なものにすることになったが、その反面国際商品としての一般炭価格も急速に上昇しつつある。幸い石炭中には熱量が低く国際商品として流通の困難な褐炭が賦存量として約25%を占めており、これは一般炭とは異った

価格変動をすることが期待できる。このような褐炭を輸送に適した形態に変えうる石炭液化は、石炭資源の活用に非常に有効な技術として期待できよう。

この様に石炭液化の重要性は非常に高いものと考えられるが、石油代替の役割りをはたすようになるためには、まだ多くの課題が残されている。これらの課題には技術のみでは解決できないものも含まれている。

#### 2 原料石炭

我が国の石炭の生産は約5,300万t/年(昭和41年)に達したこともあるが、現在では2,000万t/年が限界と考えられている。したがって今後石油に代替されるべき石炭資源はすべて輸入に頼らねばならないであろう。幸い、環太平洋地域には米国、オーストラリア、中国、カナダなど石炭の輸出能力のある国も多く、我が国にとって有利であるが、米国やドイツの様に国内政策のみで石炭資源を活用できる国々と比較すると、資源の確保や価格について、かなり制約を受けざるを得ないであろう。

石炭液化の利点の一つは石炭を輸送しやすい形に変えうることであり、海外立地がコストの上では有利であるという解析<sup>1)</sup>もある。この様な利点を生かすためには、山元に液化プラントを設置することが考えられるが、そのためにはかなり大規模な炭田を選択する必要があるであろう。炭田周辺の環境にもよるが、従業員の居住環境の整備を含めた付帯設備や製品等の輸送設備などの建設を考慮すれば、プラント規模は相当に大型であることが望ましく、一般には原料石炭(乾燥ベース)供給量で25,000t/日~30,000t/日程度と考えられている。したがって20年程度のプラントライフを想定すれば、実収炭量で少くとも3億t以上の埋蔵量を持つ炭田を対象にしなければならない。1979年に公表された我が国の長期エネルギー需給暫定見通しによれば、1990年における新燃料油、新エネルギー等の供給量は

\* (株)神戸製鋼所機械研究所主席研究員

〒100 東京都千代田区丸の内1-8-2 (第一鉄鋼ビル)

3,850万kl/年とされているが、この量を石炭液化のみに換算すれば3万t/日プラント8基、原料石炭(乾燥ベース)必要量7,200万t/年となり、この量が我が国の現在の全石炭使用量に匹敵することを考えると、その原料確保がいかに重要かつ困難であるかが想像できよう。

石炭液化製品価格に占める炭価の割合は25~45%<sup>3)4)</sup>程度と推定されている。このことは原料石炭量のみならずその価格の安定化が石炭液化の実現に重要であることを意味している。

石炭液化とくに我が国で開発が推進されている直接液化では、炭種によって液化油の収率や操作性の異なることが知られている。図-1はEDSの炭種による液化収率を比較した<sup>5)</sup>ものである。その他、石炭の灰分中の無機成分がかなり液化収率に影響を及ぼすことも知られている。図-2はSRC-IIプロセスにおけるパイライト(FeS<sub>2</sub>)の液化収率に及ぼす影響を示した<sup>6)</sup>。SRC-IIプロセスは石炭灰分の解媒作用を活用しているために、パイライトの多い米国東部炭に対しては極めて有利なプロセスであるが、その反面炭種選択上の制限を受けることになる。また灰分中のカルシウムは液化反応時に発生するCO<sub>2</sub>と結合し、反応器壁にCaCO<sub>3</sub>として析出したり、触媒その他の固体表面に析出<sup>7)</sup>して液化の障害になることも知られている。図-3はEDSプロセスにおける灰分中のカルシウムとCaCO<sub>3</sub>析出との関係を示した<sup>8)</sup>ものである。

南アフリカにおいては間接液化法のFischer Tropsch法がおこなわれているが、そのプロセスを選択した理由の一つには南アフリカ産の石炭の性状によるとされている。

このように石炭液化においては原料炭量の確保や炭価の安定策を考慮するほかに、炭種および炭種とプロセスの関連を十分に考慮する必要がある、これらはプロセス開発上の前提として極めて重要な課題と考えられる。石炭資源の豊富な米独のプロジェクトが、プロセス開発にあたって、炭種(炭田)を定めて実施しているに対し、我が国のプロセス開発の多くが原料石炭の定まっていなまゝに進められているのは、資源を海外に求めなければならないハンディキャップがあるとはいうもののプロセス開発の効率化には一つの問題を投げかけているものと考えられる。

### 3 プロセスの構成

石炭液化には石炭をガス化し、得られたCOと水素から炭化水素を合成する間接液化法もあるが、直接液化

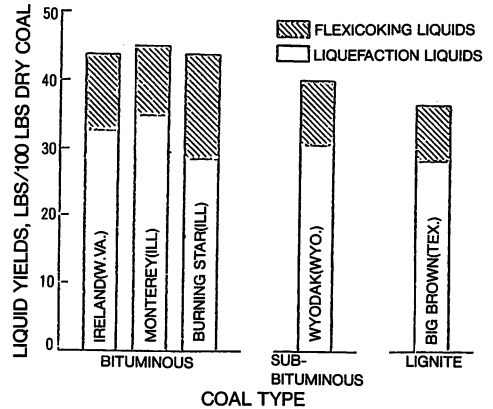


図-1 EDSプロセスにおける液化油および熱分解油の収率<sup>5)</sup>

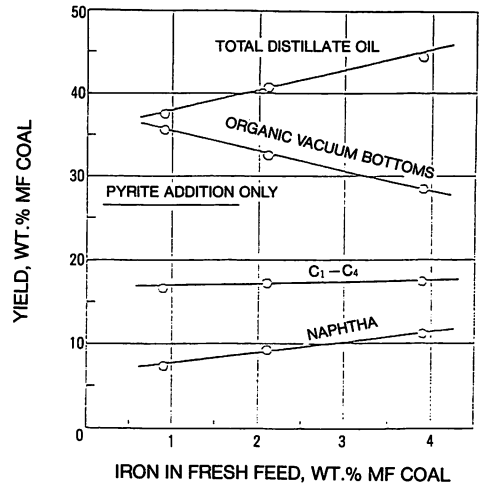


図-2 SRC-IIプロセス収率に及ぼすパイライト添加の影響<sup>6)</sup> (Pittsburgh Seam Coal)

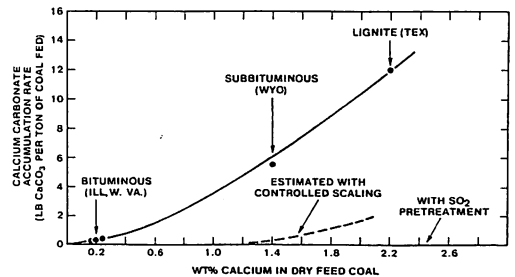


図-3 原料石炭による炭酸カルシウム析出の相違<sup>8)</sup>

においては芳香族縮合環を骨格とする高分子である石炭を熱分解、水素化分解によって低分子化し液体とする。このようにして生成した石炭液化油は芳香族性の

高いものであり、石油製品と同様に使用するためにはさらに水素添加をおこなう必要がある。水素はこのように不可欠な原料であるが、高価であるために効果的に使用しなければならない。表1は合成原油の液化油を得るために石炭に対して5%の水素を添加した場合に、水素が消費される割合を示したものである<sup>9)</sup>が、この表から水素の42%がガス生成に使用されていることがわかる。海外にプラントを立地する場合、現地において炭化水素ガスの需要の多い場合は別として、液化油をできるだけ多く導入することが望ましい我が国の立場としては、ガス生成をできるだけ少なくすることができれば、それは水素消費を少くしより経済的なプロセスであるといえよう。

この様な考えに立って最近注目されている方法が2段液化法で<sup>10)</sup>、それをさらに推し進めたのがSCT (Short Contact Time or Short Residence Time)<sup>9)11)</sup>

表1 石炭液化における水素消費(瀝青炭)<sup>9)</sup>

	水素消費 wt %石炭	水素消費 比率 %
液化油への水素添加	1.5	30
酸素50%除去のための水素 (H <sub>2</sub> Oとして)	1.0	20
イオウ90%除去のための水素 (H <sub>2</sub> Sとして)	0.2	4
窒素50%除去のための水素 (NH <sub>3</sub> として)	0.2	4
C <sub>1</sub> ~C <sub>5</sub> ガス生成のための水素	2.1	42
計	5.0	100

法といえよう、石炭液化反応は一般に理解されているように、石炭から直接に軽質の液体あるいはガスに転化する部分もあるが、主要部分は Preasphalten → Asphaltene → Oil → Gasの経過をたどって軽質化される。したがって一段で液体 (Oil) を多量に得ようとするれば、軽質化された Oil分がさらにガスに転化する割合が多くなる。2段液化法は1段で生成した軽質分を分離し、Preasphaltenや Asphalteneから成る所謂 SRC 分のみをさらに軽質化するためにガスの発生は少くなると考えられる。SCTは図-4に示すように、石炭の溶解が反応初期の数分間にはほぼ完了することを利用して1段の液化反応器における滞留時間を極端に短くする方法である。表2は1段で液化油を主製品とする SRC- II プロセスと2段液化法の TSL (Two Step Li-

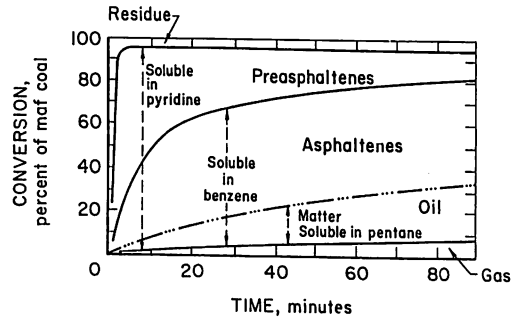


図-4 400 °Cにおけるテトラリン中での石炭の転化<sup>9)</sup>

表2 SRC- I, SRC- II, TSL プロセスの収率および水素消費<sup>9)</sup>

	OVERALL MATERIAL BALANCES		
	SRC- I	SRC- II	TSL
Feed Stock, Tons/SD			
Coal Feed to Dissolver	30,000	30,000	30,000
Coal Feed to Gasifier	2,825	--	5,295
Total Coal	32,825	30,000	35,295
Total Coal as MMBtu/hr	35,020	32,006	37,650
Products as MMBtu/hr			
Solid SRC (850° +)	20,835	--	10,692
Fuel Gas (C <sub>5</sub> Lighter)	--	6,710	1,194
Naphtha (C <sub>5</sub> + -350° FVT)	2,185	4,860	3,879
Distillate (350-850°F FVT)	4,662	11,393	12,439
Total Products	27,683	22,963	28,204
*Power Input as MMBtu/hr	2,690	4,080	4,211
Btu Out - Btu In	0.734	0.636	0.673
H <sub>2</sub> Consumption (% MAF Coal)	2.3	4.9	3.8

\* 1 KWH = 11,000 Btu

quefaction) プロセスの製品収率と水素消費の比較<sup>10)</sup>を示した。TSLはSRC- IIにくらべてガスの生成が少く、水素消費が約1% (MAF Coal) 少くなっている。しかしながら2段液化法はプロセスが複雑となり設備投資が大きくなるという短所もあるので、原料石炭や必要とする製品によっては1段液化法の方が有利になる場合もありプロセスはそれぞれのプラントにおいて選択されるべきであろう。米国においては開発も進み各プロセスについて相当詳細なコスト試算がおこなわれているが、我が国では開発中のプロセスのコスト試算は公表されていない。コスト試算は、合理的なプロセス開発のためにも、その評価のためにも早急に着手すべきであろう。

石油の中間留分やガソリンに類する製品を得るためには液化油を精製 (Upgrading) しなければならない。米国においては輸送用燃料油への精製にかなりの努力が払われており、CRC<sup>12) 13)</sup>、UOP<sup>14) 15)</sup>、Mobil<sup>16)</sup>などの研究結果が報告されている。重質油過剰と中間留分不足が予測されている我が国においても、このような研究は早急に着手する必要があるように考えられる。

軽質な液化油を集中的に生産する方法としては間接液化法もある。この方法には南アフリカのSASOLで工業化されているFischer Tropsch法<sup>17)</sup>やMobilで開発中のMガソリン法<sup>18)</sup>などがある。これらの方法は現状においては直接液化法にくらべて熱効率が低く、経済的でないといわれているが、目的とする製品によっては有用であり、その効率化についてさらに検討を進める余地はあるものと考えられる。我が国においても新燃料油研究組合において開発に着手したと伝えられるが、その成果が期待される。

以上述べたように、石炭液化プロセスの構成は原料石炭、製品、立地条件等によって最適化が考えられるべきであり、プロセス開発を効率的に進めるためには、これらの境界条件を速やかに明確化して行く必要があろう。

#### 4 ユニットプロセスの開発

石炭液化プラントを構成するユニットプロセスのうちで共通かつ開発を要するものをいくつか挙げる事ができる。たとえば直接液化においてはSRCの固液分離、残渣のガス化、2段液化における2次水添、石炭液化油の精製プロセスなどはその代表的なものである。

これらのプロセスは、我が国の石炭液化パイロットプラントが小規模であり、実験に用いる試料を充分に

得ることができないこともあって開発が遅れている。米国においては規模の大きい設備が稼動していることもあって、研究開発が進んでおり、かなり有望視されるプロセスも見受けられる。これらの有望なプロセスを活用して行くことも我が国の石炭液化技術開発を促進することになると考えられる。

##### 4.1 固液分離

石炭液化生成物から未反応炭や灰分を分離する固液分離は極めて重要であるがまた困難な問題でもあった。石炭液化の場合には固体の粒度が小さく液との比重差が小さい上に、常温では液の粘度が高いために分離しにくく、SRCプロセス開発の重要な課題となっていた。Gulf社はこの問題をRuhr Kohleとの共同研究により未反応炭や灰分を含む減圧蒸留塔底油として分離し、それを水素製造原料とすることで解決をはかっている。新ドイツ法といわれるKohlölやEDSプロセスも同様の方法を選んでいる。

他方、過法 (Ft. Lewis Wilsonville パイロットプラント)、Anti Solven<sup>19)</sup>法 (Ft. Lewis パイロットプラント)、Kerr Mcgee CSD<sup>20)</sup> (Wilsonville パイロットプラント) 等が検討され、US Filter (Vertical Leaf Filter) Kerr Mcgee CSDなどが期待の持てる方法として選択されるに到っている。

##### 4.2 ガス化

水素は石炭液化における重要な原料であって、その効率的な製造もまた重要な課題である。直接液化では未反応炭を含む残渣をガス化して、そのガスから水素を製造するのが一般であるが、不足分をSRC-Iプロセスの様に石炭で補う場合とSRC-IIやKohlölプロセスの様に生成SRCで補う場合がある。このような選択は固液分離法やプロセス全体の水素消費量との関連のもとに検討されねばならない。水素製造に用いられるガス化炉はKoppers Totzeck法、現在開発中であるTexaco、Shell/Koppers法などがその対象と考えられている。Koppers Totzeck法は広く実用に供されており、現状では信頼性の高いプロセスであるが、効率の点では開発されつゝあるTexaco、Shell/Koppers法の方が優れていると考えられている。とくにTexaco法は150 t/日の石炭ガス化パイロットプラントの結果が良好と伝えられ<sup>21)</sup>ており、またSRC-IIプロセスの液化残渣のガス化にも成功したと伝えられている<sup>22)</sup>ところから有望と考えられる。

我が国でもサンシャイン計画において、石炭と重質油の混合物の流動ガス化法が開発されつゝあり、この

方法も利用できる可能性があり今後の検討が期待される。

間接液化においては熱効率の向上のためにも、設備投資の軽減のためにも石炭ガス化効率の改善は極めて重要と考えられる。サソールにおいては Lurgi 法が使用されているが、こゝでも Texaco 法や Shell / Koppers 法のような高圧プロセスの検討される必要があると考えられる。

#### 4.3 2次水添および液化油の精製

2次水添は直接液化法における2段階法には必須の技術である。また軽質な輸送用燃料油などを製造する場合には直接液化油の精製 (Up Grading) が必要である。2次水添や精製は石油精製において用いられている水素化分解が中心技術である。しかし、原料の相違のためにそのまゝでは使用できないので米国ではその改良が DOE の予算で精力的に推進され、解決の目途が立ちつつある。我が国においてはこれらの研究は緒についたばかりであり、知識は別としてこの分野における技術経験の蓄積には相当な隔りがあるように見うけられる。

2次水添は、第1段目の液化工程の条件、固液分離の程度によってその難易度が左右される。たとえばCRCでは触媒固定床反応器でSRCおよびSRC-II液化油を水素化分解した結果、SRC-II油の精製は可能であるが、SRCの2次水添は触媒層の閉塞などのために経済的でないとの見解を示している<sup>13)</sup>。CE-Lumusでは沸騰床反応器を用いるLC-FiningでSRCの2次水添をおこなったが、これは触媒の劣化が認められたものの、SRCの80%を液化油に軽質化することに成功している<sup>23)</sup>。また経済的にはSRCの40~50%程度を液化油にすることが考えられている<sup>23)</sup>。以上の例のように2次水添は前段階の液化の程度に左右され、第1段の液化の程度が弱く生成物が重質であるほど2次水添への固定床の使用は困難になるものと考えられる。さきにも述べたように精製 (Up Grading) についてはCRC<sup>12) 13)</sup>、UOP<sup>14) 15)</sup>、Mobil<sup>16)</sup>等の石油関連企業における業績が顕著である。すなわち石炭液化油の精製は石油のその延長軸にあると考えてよく、かなり完成度の高いものと見られる。

UOP<sup>15)</sup>とCRC<sup>12)</sup>のプロセスの相違はCRCが石炭液化油を水素化分解したのち分留し、各留分について精製するのに対し、UOPは先ず分留したのちそれぞれの留分を精製するところにあるが、いずれも市販の石油製品と同等か、それに近い製品を得ている。表3に

CRCがSRC-II油を精製した結果<sup>12)</sup>を示した。ただし石炭液化油は芳香族性が高くセタン価が低いためにディーゼル油としては不向きであるとされている。

以上述べたように我が国におけるユニットプロセスの開発は、米国に較べるとかなり初期段階にあり、石炭液化の開発を加速するためには、この分野における国際協力のあり方を充分考慮する必要がある。

## 5 機器および材料

石炭液化プラントは戦前のそれと比較すれば、遙かに洗練の度を高めつつあると考えても良いであろう。その背景には戦後の石油精製技術の発達に負うところが大きい。しかし石油精製との根本的な相違は直接液化においては石炭等の混合したスラリーを取扱うことであり、液化反応器をはじめ高圧ポンプ、予熱器、減圧弁などに対しては特有の技術を必要とする。

直接液化反応器の使用条件は400~480℃、100~数100気圧の範囲と考えられており、材料の点では石油精製における直接脱硫や水素化分解の実績はかなり参考になるものと考えられる。水素を使用する高温高圧反応器の材料の選択には図-5に示したNelsonのダイヤグラム<sup>24)</sup>が用いられている。以上の液化条件では2.0Cr-0.5Mo、2.25Cr-1Mo、3.0Cr-0.5Mo鋼などが対象になるが反応温度が450℃を越えると石油精製においては実績の少ない3.0Cr-0.5Mo鋼を使用する必要がある。反応温度の選択にはこの様なことも考慮しておく必要がある。

反応器の内部はオーステナイト系ステンレス鋼で内張りされるが一般である。しかし最近ではFt. LewisのSRCパイロットプラント、WilsonvilleのSRC-Iパイロットプラントにおいて応力腐食割れの発生した事実が報告されており<sup>25)</sup>、分留塔の腐食および応力腐食割れが水溶性の塩化物によるものと考えられている<sup>26) 27)</sup>ところから、原料石炭によっては内張り材料についても相当厳密な検討を加える必要がある。

反応工業的には反応器は一般には完全混合型よりも栓流型にする方が、滞留時間分布も狭くしたがって望ましい生成物を選択的に得る利点があるが、石炭液化のような大規模でかつ気液固3相の混合物の反応を対象とする場合には、反応器中の拡散混合も複雑となり、逆混合は避け得ないものと考えられる。図-6はSRC-Iの商業規模反応器中の混合状態の推定<sup>28)</sup>であるが、非常に複雑であることがわかる。この様な反応器中の反応物質の混合状態の検討も、経済的な反応器の設計に

表3 石炭液化油精製品の性状 (SRC-II油の精製結果)<sup>12)</sup>

	ASTM Method	1978 Specifications	Case					
			1	2	3	4	5	6
<u>Inspections of Motor Gasoline</u>								
Reid Vapor Pressure, Pounds	D 323	10	10	10	10	10	10	10
Doctor Test	D 484	Negative	Negative	Negative	Negative	Negative	Negative	Negative
Sulfur, Weight Percent	D 1266	0.03	< 0.03	< 0.03	< 0.03	< 0.03	< 0.03	< 0.03
Octane Number,								
Research Unleaded	D 2699	93 Min.	94	94	95.3	94	93.3 - 94	94 - 94.5
Motor Unleaded	D 2700	84 Min.	84	84	84	84	84.6 - 85	84
<u>Distillation Temperature, °C</u>								
At 50% Distilled	D 86	116 Max.	102 - 107	112 - 116	112	113 - 116	96 - 104.5	113
End Point		215.5 Max.	215.5	215.5	215.5	215.5	215.5	215.5
<u>Inspections of Kerosene Jet Fuel</u>								
Specific Gravity, Relative to Water at 15.5°C	D 287	0.8398 - 0.7753	0.845 - 0.855	0.855 - 0.858	-	-	-	-
Aromatics, Volume Percent	D 1319	20 Max.	10	16	-	-	-	-
Flash Point, °C	D 56	37.8 Min.	38 - 54	49 - 54	-	-	-	-
Fleazing Point, °C	D 2386	-40 Max.	-70	-60	-	-	-	-
Smoke Point, Millimeters	D 1322	20 Min.	21	20	-	-	-	-
Mercaptan Sulfur, Weight Percent	D 1323	0.003 Max.	< 0.001	< 0.001	-	-	-	-
Distillation Temperature, °C	D 86							
At 10% Recovered		204.4 Max.	170 - 182	175 - 182	-	-	-	-
At 20% Recovered		-	182 - 188	184 - 188	-	-	-	-
At 50% Recovered		-	204	202 - 204	-	-	-	-
At 90% Recovered		-	246	246	-	-	-	-
Final Boiling Point		300	277	277	-	-	-	-
Viscosity, Centistokes at -20°C	D 445	8 Max.	5.2 - 5.7	5.5	-	-	-	-
Net Heat of Combustion, Btu/Pound	D 1405	18,400 Min.	18,460 - 18,570	18,375 - 18,400	-	-	-	-
Copper Strip Corrosion after Two Hours at 100°C	D 130	No 1 Max.	No 1 A	No 1 A	-	-	-	-
Naphthalenes, Volume Percent	D 1840	3 Max.	0.15	0.25	-	-	-	-
Existent Gum, Milligrams, Per Hundred Milliliters	D 381	7 Max.	0	0	-	-	-	-
Thermal Stability, Jet Fuel Thermal Oxidation Test, Rating at 280°C	D 1660	(See Text)	No 1	No 1	-	-	-	-
<u>Inspections of No. 2 Heating Oil</u>								
Specific Gravity, Relative to Water at 15.5°C	D 287	0.8762 Max.	-	-	-	-	-	0.919 - 0.925
Flash Point, °C	D 93	38 Min.	-	-	-	-	-	43 - 47
Pour Point, °C	D 97	-6 Max.	-	-	-	-	-	-50
Water and Sediment, Volume Percent	D 1796	0.05 Max.	-	-	-	-	-	< 0.01
Carbon Residue on 10% Bottoms, Weight Percent	D 524	0.35 Max.	-	-	-	-	-	< 0.05
Distillation Temperature at 90% Recovered, °C	D 86	282 - 338	-	-	-	-	-	304
Viscosity, Saybolt Seconds Universal at 38°C	D 445	32.6 - 97.9	-	-	-	-	-	33
Kinematic Viscosity, Centistokes at 38°C	D 445	2.0 - 3.6	-	-	-	-	-	2
Copper Strip Corrosion after Two Hours at 100°C	D 130	No 3 Max.	-	-	-	-	-	No 1 A
Sulfur, Weight Percent	D 2662	0.5 Max.	-	-	-	-	-	< 0.001
Thermal Stability, Percent Reflectance after 90 Minutes at 150°C	(See Text)		-	-	-	-	-	90

は重要な課題と考えられる。

反応器の大きさは SRC-II の 6,000 t/日実証プラントでは重量的 1,000 t を越えると考えられているが、プラントの立地条件によっては工場製品の輸送が困難であることも予想される。滞留時間を長くし軽質化を進める場合、当然反応器も大型化されることになるが、反応器を分割し直列数基とすることもかなり有力な解決手段となるのではなからうか。

高圧スラリーポンプ、予熱器、減圧弁に関しては、EDS 250 t/日パイロットプラントの順調な運転が伝えられる<sup>29)</sup> ところから、問題の解決は近いと考えられる。しかし実用規模の 5 ~ 6,000 t/日までにはなお相当の隔りがあり、実用化までには今後かなり大きい努力を払

う必要があろう。

## 6 おわりに

石炭液化に関する課題と称しながら、著者の専門分野である直接液化に偏ったうえに、紙数の関係で説明を尽くすことができなかった。さらに間接液化は言うにおよばず、直接液化においても触媒の開発は重要な課題の一つであろう。なお環境問題、労働安全衛生問題についても言及することができなかった。さらに直接液化製品に対しては製品の安定性、石油との混合使用上の問題等も残された課題と考えられる。

石炭液化ははじめに述べたように石油代替エネルギーとして極めて重要であり、石炭資源活用の面からも貴

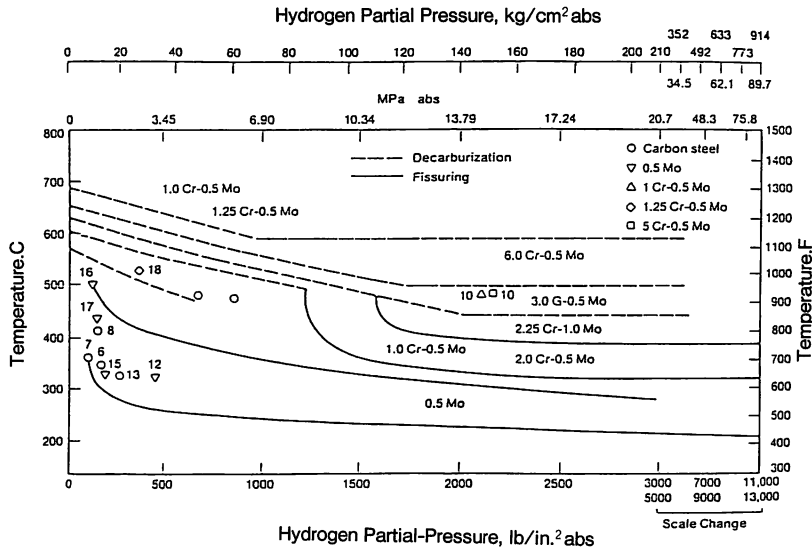


図-5 水素を使用する反応器用鋼材の安全使用限界 (Nelson Curve)<sup>24)</sup>

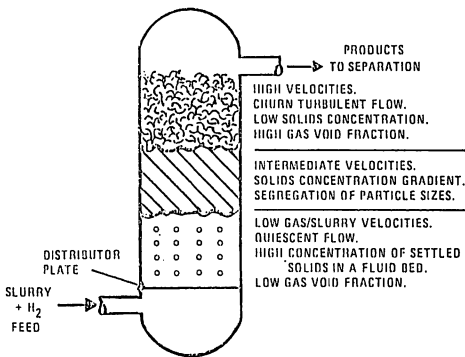


図-6 SRC-I 反応器中の反応物質の混合状態<sup>28)</sup>

重な技術と考えられる。しかしその実用化に対してはまだ多くの課題が残されており、それは単に技術開発のみで解決することは不可能であろう。この有用な技術が、エネルギー資源の有効利用の一翼を担う日を待ち望むとともに、その日の早期実現のために国際的な協力を含めて問題解決のための一層の努力が払われることを期待するものである。

文 献

- 1) 財団法人機械振興協会経済研究所, 新エネルギーコスト分析調査研究, 機械工業経済研究報告書 54-10 p.91 昭和 55 年 6 月
- 2) 総合エネルギー調査会需給部会, 長期エネルギー需給暫

- 定見通し中間報告, 昭和 54 年 8 月 31 日
- 3) Bureau of Mines, ERDA 76-56, U. S. Department of Commerce National Technical Information Service, March 1976
- 4) Bureau of Mines, ERDA 76-55, U. S. Department of Commerce National Technical Information Service, March 1976
- 5) W. R. Epperly and J. W. Taunton, Coal Dilemma II, Am. Chem. Soc., Feb 1979
- 6) The Pittsburg and Midway Coal Mining Co., FE/496-155, Feb 1979
- 7) J. O. Stone et al, Am, Chem. Soc., Div, Fuel Chem., 24, No 2 (1979) p. 255
- 8) W. R. Epperly and J. W. Taunton, Coal Conversion Technology, ACS Symposium Series 110, p. 83 Am, Chem, Soc 1979
- 9) ヤン・シー・フー, アメリカにおける石炭利用研究の将来の研究開発状況に関する講演会速記録, 日本産業技術振興会, CPC 研究会, 昭和 55 年 8 月 1 日
- 10) J. C. Tao et al., Solid SRC-A Building Block, 6 th International Conference on Coal Gasification, Liquefaction and Conversion to Electricity, Aug 1979
- 11) Mobil Research and Development Corp, the Nature and Origin of Asphaltic in Processor Coal, EPRI AF-252 Feb 1976 J. R. Longanbach et al, Am, Chem. Soc., Div, Fuel Chem., 24, No 2 (1979), p. 52
- 12) H. A. Frumkin et al, AIChE 87 th National Meeting, Session, Paper No 2 c, Aug 1979
- 13) R. F. Sullivan et al, 44 th Refining Midyear Meeting, Preprint No.40-79 May 1979
- 14) A. J. de Rosset et al, Hydrscarbon Processing, May 1979, p 152
- 15) V. A. Gembicki et al, 1980 UOP Process Division Tech-

- nobogy Conference, April-September, 1980
- 16) T. R. Stein et al, EPRI AF-444 , Oct 1977
  - 17) J. C. Hoogendoorn, J. M. Salomon, Sasol : World's Largest Oil from Coal Plant, British Chem, Eng, May, June, July, Aug 1957, J. C. Hoogendoorn, Experience with Fischer-Tropsch Synthesis at Sasol, Institute of Gas Technology, Symposium of Clean Fuel from Coal, Sept 10, 1973
  - 18) J. E. Penick et al, Mobil Process for Conversion of Coal and Natural gas to gasoline, Inst. Chem, Eng., Alcohol Fuel Conf. Aug 1978
  - 19) M. Deluso and D. F. Ogren, Chem, Eng, Progress, 76 (6) 1980, p. 41, The Lummus Co., EPRI AF-234 , Sept (1976)
  - 20) A. H. Knebel and D. E. Rhodes, Proceedings 13th Intersociety Energy Conversion Engineering Conference, Aug., 1978 p. 438
  - 21) W. G. Schlinger et al, Coal Gasification for Manufacture of Hydrogen, ACS/CSJ Chemical Congress, April 1979
  - 22) Texaco Inc, PB-261374, Dec. 1976
  - 23) J. D. Potts et al, FE-2038-34, May, 1979
  - 24) G. R. Prescott et al., Ann. Arbor, Michigan, June 1980/ Paper 24など
  - 25) V. B. Baylor and J. R. Keiser, Stress Corrosion Cracking Studies in Coal Liquefaction Systems, The International Corrosion Forum, N. A. C. E., April, 1981
  - 26) J. F. Keiser et al, Corrosion of Solvent Refined Coal Pilot Plant Fractionation Columns, The International Corrosion Forum, N. A. C. E., April, 1981
  - 27) K. L. Baumert, Corrosion in SRC-1 Coal Liquid Distillation Towers, The International Corrosion Forum, N. A. C. E., April 1981
  - 28) R. M. Thorogood and C. L. Yeh, AIChE 72nd Annual Meeting, Nov, 1979
  - 29) W. R. Epperly et al, Exxon Donor Solvent Coal Liquefaction Process, Development Program Status V, 8th Energy Tech, Coal and Exposition, March, 1981

