

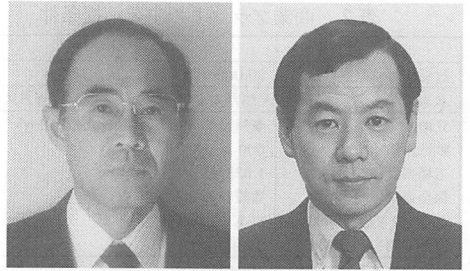
■ 展望・解説 ■

低品位炭を対象とした石炭液化技術(Ⅱ)

Coal Liquefaction Technology for Low Rank Coal

松村 哲夫*・田村 正明**

Tetsuo Matsumura Masaaki Tamura



1. はじめに

現在の直接石炭液化技術は原理的に石炭の高温高压熱分解と水素化反応に基づくので、石炭の化学的構造を考慮することにより、反応制御の基礎的考察に限っては石炭種の差異を重視する必要は少ない。しかし、石炭が複雑な有機高分子化合物で成因によって化学的性状に違いを生じること、および目的とするプロセスやプラント規模が巨大となり特定の鉱山を対象を限定した開発がなされることから、それぞれの石炭種に適合したプロセスが存在することになる。わが国の直接石炭液化技術の研究開発が、褐炭プロジェクトおよび瀝青炭プロジェクトとして進められてきた所以である。

ここでは前報に続いて日豪褐炭液化プロジェクトにおける実証プラントの概念設計と経済性評価の概要を述べ、それらの成果から発展させた低品位炭液化のプロセス要件と最適プロセスの確立経過を述べる。

2. 実証プラントの概念設計と経済性の検討

パイロットプラントの建設および運転研究の成果に基づき、将来の商業プラントへの基本単位となる実証プラントの概念設計を行い、それに基づく経済性の検討を行った。ここに取り上げたような大規模な石炭液化プラントの詳細な概念設計あるいは商業プラントの想定と経済性の検討はわが国では初めての試みであったので、できるだけ現実に即しかつ米国で行われている算出法と比較可能となるように配慮して行った。

商業プラント規模は生産油量10万bbl/dを想定し、基本単位1系列(全5系列)としては6000t/d(無水無灰炭)を処理し得る実証プラントを設計した。建設立地は豪州ビクトリア州の褐炭田とし、プロセス条件、

プラント仕様などの詳細がまとめられた。

2.1 実証プラントの概念設計

2.1.1 立地

山元立地と海岸立地について詳細な検討を行い、豪州ビクトリア州Latrobe Valleyの褐炭田とした。

2.1.2 プロセス条件

パイロットプラントで実証された長期安定運転が可能な条件を前提とし一次水添触媒には天然Pyriteを使用することにした。実証プラント概念設計のプロセスフローは前報¹⁾に示したとおりである。

2.1.3 プラントの概要

一次水素添加系、二次水素添加系ともに反応塔は2系列とし、減圧系および蒸留系は1系列とした。敷地面積は100万m²(850m×1,200m)を要した。表1に実証プラント基本条件を示した。

表1 実証プラント基本条件

項目	条件			
設備能力	6,000t/d (無水無灰炭基準)			
立地	豪州ビクトリア州 (Latrobe Valley)			
製品 (内訳)	液化粗油	21,000 (bbl/d)		
	軽質油	1,140 (t/d)		
	中質油	1,926		
	硫黄	120		
	フェノール	22		
原炭仕様	工業分析 (wt%)	元素分析 (wt%dafc)		
	水分	62.9	炭素	67.9
	灰分	2.4	水素	4.8
	揮発分	50.9	窒素	0.5
	固定炭素	46.7	硫黄	0.4
			酸素	26.4
設備仕様	一次水素添加系	450°C, 15MPa		
	脱灰系	270°C, 3.5MPa		
	二次水素添加系	380°C, 15MPa		
使用触媒	一次水素添加系	Pyrite		
	二次水素添加系	NBCL-M		

2.2 商業プラントと経済性の検討

実規模の概念設計(実証BCLプロセス)を基礎として液化油1バレル当たりのコスト試算を行い、将来の改善に向けて課題の整理がなされた。商業プラン

* 神戸大学大学院自然科学研究科教授

〒657-8501 神戸市灘区六甲台町1-1

** (株)神戸製鋼所 技術開発本部高砂液化センター長

〒676-8670 兵庫県高砂市荒井町新浜2-3-1

表2 商業プラントの主要前提条件

項目	条件
設備能力 (原料褐炭)	30,000t/d (無水無灰炭基準)
水素源	天然ガスまたは生褐炭/脱灰残渣ガス化
立地	豪州ビクトリア州(Latrobe Valley)
敷地面積	500万m ²
工場要員	1,535人
保全費 (年間)	建設費の3%
プラント稼働率	85% (310日/年)
運転期間	25年
価格設定年度	1994年
褐炭価格	US\$ 8.6/t (乾燥炭基準)
天然ガス価格	US\$ 0.08/Nm ³
自己資本比率	25%
投資利益率 (年率)	10%
借入金利 (年率)	8%
一般物価上昇率 (年率)	3.5%

ト主要前提条件を表2に示す。

液化油の価格試算に当たってはパイロットプラントを忠実にスケールアップすることを基本とし、液化油収率を52%と仮定し水素源に天然ガスを用いる場合と脱灰残渣および褐炭をガス化する場合の2方式を比較した。その他は以下の条件ならびに手順で行った。

- ①本価格算出に当り原油価格の上昇率等の経済性指標は日本エネルギー経済研究所より提供して頂いた。
- ②原油価格は通常U. S. \$で表示されているので、液化油価格の評価もこの基準に合わせた。すべての価格を1991年のU. S. \$に換算し、以降の計算を行なった。従って、金利、インフレ率なども米国のものを採用している。
- ③商業プラントの建設費は実証プラントの概念設計に基づき、これを5系列並べた30,000t/dを想定し、運転費も概念設計の物質収支から算出した。
- ④価格算出方法としては世界的に用いられている多年度収益法 (DCF: Discounted Cash Flow) を採用した。これは建設より運転終了までの各年のキャッシュフローを投資利益率によって基準年 (運転開始年) 価値に換算し、その換算価格合計がゼロとなるように基準年の販売価格を決定する方法である。
- ⑤原油価格と比較できるように原油換算値を出す方式を次のように設定した。液化プラントで製造された液化粗油は石油精製プラントに送られ、原油の一部として混合し精製されて製品となる。従って混合する前に要する前処理の費用 (\$ 1.47/bblと算出) を加えた後、液化粗油と原油の成分構成の比較から製品価値の割合 (液化油/原油=1.3/1と算出) を求め、この値で前処理済みの液化粗油価格を割って原油換算液化油価格とすることとした。この値が

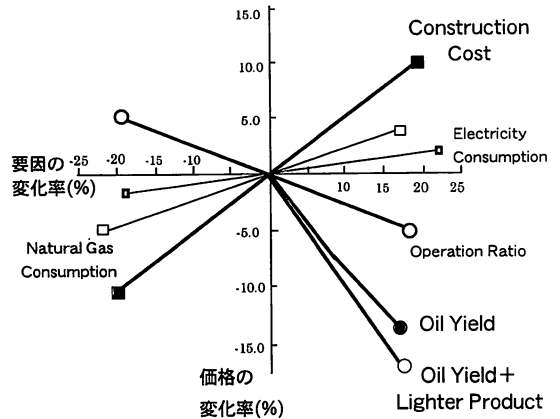


図-1 液化油価格に対する要因の感度分析結果

その時点での原油価格と同じか、それ以下であって初めて原油に競合しうるものと評価できる。

上記の結果から得られた液化油価格は2011年運転開始を想定したとき \$ 29~33/bblとなり、このデータによる感度分析では図-1に示したように「液化油収率・エネルギー効率の向上」および「建設費の削減」が経済性向上の鍵を握ることが明かにされた。以下に述べるアドバンストBCLプロセスはこの結果を下に約5年間の新たな研究成果を加味して完成させたもので、液化油価格は \$ 20/bbl前後まで低減された。

3. アドバンストBCLプロセス

図-2に示したアドバンストBCLプロセスは、実証プラントの概念設計以後の多くの研究成果を取り入れ²⁾、しかも既存のエンジニアリング技術を越えない範囲での改良を加えた実現性の高いプロセスである。実証プラントからアドバンストBCLプロセスまでの間には幾つかの変遷があるが、ここではそれらを省略して結果の概略を述べることにする。

3.1 プロセス改良項目

小型連続運転装置 (0.1t/d) やオートクレーブによる研究成果および各種プロセスシミュレーションによる検討結果により、プロセス改良項目は以下に記す14項目に及んだ。

- 1) 一次水添高性能化と小規模脱灰 (二次水添工程の削除)
- 2) 二極分化溶剤システムによるスラリーの高濃度化、容積効率向上
- 3) 高性能鉄触媒による高液化油収率と運転の安定性
- 4) 段温度差運転による製品収率構造の改良/最適化

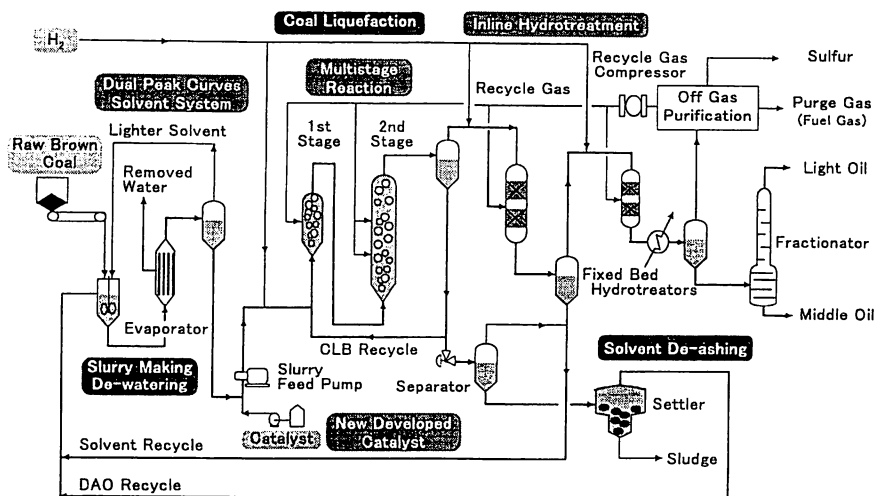


図-2 アドバンストBCLプロセスのフロー図

- 5) 気相水添による製品の品質向上 (軽質化)
- 6) 油中脱炭酸処理の導入によるスケール付着の低減
- 7) DAO (脱炭CLB) 循環によるエロージョンの軽減
- 8) 通常運転時の予熱設備停止と設備規模縮小
- 9) 高温・高圧ボトムリサイクル
- 10) スラリー調製ボールミルの削減
- 11) 脱炭装置へのCLB直接フィード
- 12) 流体からの動力回収の強化
- 13) オフガスからのC₃, C₄回収
- 14) プラント内燃料系統の最適化

3.1.1.1 一次水添高性能化と小規模脱炭

50t/dパイロットプラントの液化油収率は52%であった。経済性評価の感度分析図を見て分かるように収率の上昇率(+軽質化)に比例して液化油価格変化率は低下する。52%の収率を62%にすることにより\$33/bblが\$28/bblとなる。また、建設費が液化油価格に与える影響も大きく、建設費を10%削減すると価格は約5%低減する。

アドバンストBCLプロセスではPyriteに代わる高性能触媒の開発とその使用量の低減やボトムリサイクル、二極分化型溶剤システムの採用などプロセス効率の向上により飛躍的な液化油収率の上昇を実現させた。触媒使用量の低減は脱炭規模の縮小に繋がり、プロセス合理化と気相水添の採用は二次水添設備の削減をもたらした。

3.1.1.2 二極分化型溶剤システムによるスラリーの高濃度化

褐炭のような低品位炭は一般に細孔構造の発達した物理的性状をもち、直接石炭液化法におけるスラリー調製の場合、溶剤が細孔部分に吸収されて粘度が上昇するので石炭濃度を上げること(溶剤/石炭比=S/Cの低減)が難しい。液化反応には有利となる重質溶剤を使用しようとする、この傾向はさらに著しくなる。スラリー高濃度化と重質溶剤雰囲気での液化反応を同時に満足させたプロセスが二極分化型溶剤システムである。二極分化型溶剤とは軽質成分と重質成分を混合した溶剤で、沸点蒸留曲線では低沸点と高沸点とに二つのピークが現われる溶剤を意味する。

粉碎した石炭と二極分化型溶剤からなるスラリーは脱水工程を経て熱処理工程へ送られ300~350℃に加熱されると、細孔構造が収縮すると共に低石炭化度炭特有の含酸素化合物のカルボキシル基が熱分解を受け二酸化炭素として分離する。この温度領域では二極分化型溶剤の軽質成分は気相に移行し、石炭スラリーは重質成分からなる溶剤と細孔構造が収縮し酸素官能基が分解した石炭から構成され、反応器へ送られるスラリー流量は半減する。スラリー濃度(S/C)は2.0~2.5から1.0まで上昇し粘度もスラリー昇圧ポンプ稼働に支障のない状態に維持され、後段から還流する重質ボトムを加えてもS/C=~1.8の濃度で反応器へ供給可能となる。図-3はボトム循環を含め反応器までの溶剤の様子を示したものである。本工程はスラリー高濃度化による昇圧ポンプ基数の削減、脱炭酸によるスケール抑制など低品位炭液化プロセスに与える効果は極めて大きい。

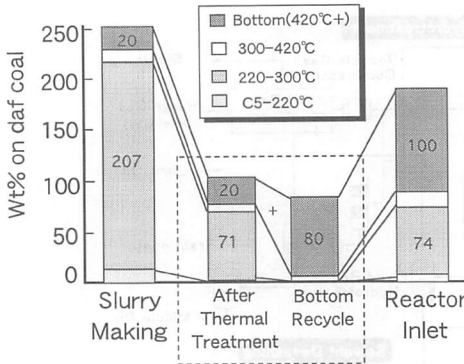


図-3 低品位炭のための最適溶剤配分

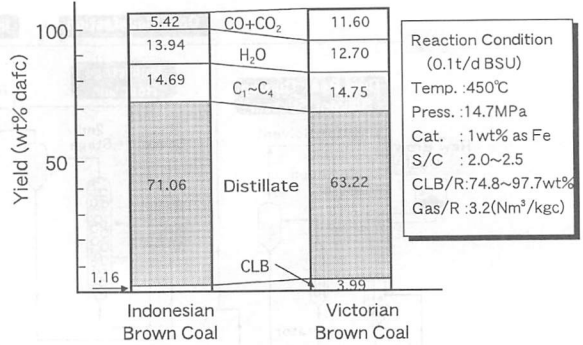


図-4 γ -FeOOH触媒を用いた場合の実用最高液化油収率

3.1.3 高活性液化触媒の開発

直接石炭液化反応に使用される触媒は古くから研究されており、亜鉛やすす化合物、Co-MoやNi-Mo触媒、種々の鉄化合物などがある。米国の大型パイロットプラントによる研究においてもH-CoalではCo-Mo/Al₂O₃触媒を使用している。しかし、重金属汚染やコストの点から当面は鉄系触媒が主流になるものと考えられる。

鉄化合物では朝鮮阿吾地において水酸化鉄系の触媒が使用された³⁾が、Pyriteや赤泥など硫黄を含む物質が多く用いられる。米国SRCでは硫化鉄を多く含む石炭が選ばれていた。鉄系触媒は常に硫黄の存在を必要とし、実際の反応における活性種はピロータイトであることが定説となっている。工業的プロセスにおいてはこのピロータイトを反応に適合した状態で生成させ、高分散化させることが必要となる。

アドバンストBCLプロセスでは鉱物組成がLimoniteと呼ばれるオキシ水酸化鉄を使用する。天然鉄鉱石の微粉化技術および硫黄との反応機構を詳細に研究し、液化条件下で反応生成物であるピロータイトの高分散化に成功し、使用量の低減と液化油収率の向上を実現した^{4), 5)}。

高性能BCL触媒は液化油収率の向上のみでなく、プロセス上無機物質の低減となりエロージョンによる機器・配管の損傷を軽減し、プロセスからの抜き出しを担う脱灰装置の縮小を可能とし、さらには廃棄物処理の費用を低減する効果がある。図-4はビクトリア褐炭とインドネシア褐炭に適用した例であるが、実用的限界まで液化油収率が向上していることが分かる。本触媒は低品位炭に特定されたものではなく、どのような石炭にも適用できるが、350°Cという低温でも気相水添活性を有するため初期熱分解反応の制御に適して

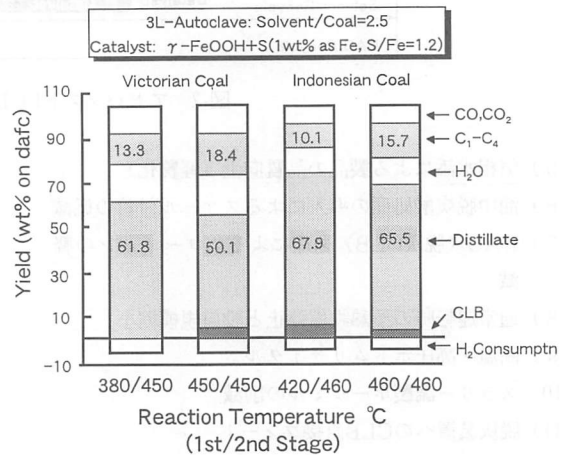


図-5 段温度差反応システムによる液化反応成績への効果

いる点で低品位炭にはとくに有利である。

3.1.4 段温度差反応

前述したように低温活性の高い γ 型オキシ水酸化鉄の研究から低品位炭の初期熱分解反応を制御する温度条件が検討され、水素分解反応を低温から開始した後、高温へ移行するプロセスを構築した。熱分解によるラジカルが低温から生成し、液化反応に逆行する重縮合が起こりやすい低品位炭に適したプロセスで、これを段温度差液化反応システムと称し、具体的には多塔直列式の反応塔の直前に350~430°Cで運転する反応器を設置した。この方式は反応性の高い低品位炭に適合した単位プロセスではあるが、全石炭液化プロセスの中では巧緻な制御となるので供給する石炭種による条件設定が必要である。

図-5は蒙州ビクトリア炭およびインドネシア炭を用いて段温度差反応の効果を示した実験結果の一例である^{6), 7)}。この場合低温段温度は380°Cにおいて最高液

表3 BCLプロセスの操作条件

工程	条件	実証 BCL プロセス	アドバンスト BCL プロセス	
スラリー調製	粗粉碎	ハンマーミル+ローラミル	ハンマーミル+ローラミル	
	微粉碎	ボールミル		
	循環溶剤	沸点: 180-420℃	沸点: 180-300℃/300-420℃	
脱水	温度	140-150℃	140-150℃	
熱処理	温度	—	300~350℃	
	圧力	—	550kPa	
	時間	—	30min	
一次水添 液化反応		一次水添	段温度差液化	
	温度	450℃	[低温液化] 430℃	[高温液化] 450℃
	圧力	15MPa	15MPa	15MPa
	反応時間	60min	15min	65min
	触媒	NBCL-K	Limonite	
	触媒添加量 助触媒	3.0wt% as Fe S/Fe=1.2	0.6~1.0wt% as Fe H ₂ S 濃度 1vol%基準	
CLB/R S/C	100wt% on mafc 2.0~2.5wt/wt	80~100wt% on mafc 1.5~1.8wt/wt		
二次水添 液化反応		二次水添	系内水素化処理	
	温度	380℃	[第一段] 320℃	[第二段] 350℃
	圧力	15MPa	15MPa	15MPa
	LHSV	1.0hr ⁻¹	2.0hr ⁻¹	2.0hr ⁻¹
脱灰	溶剤	系内ナフサ	系内ナフサ	
	CLB/溶剤比	4.0wt/wt	4.0wt/wt	
	操作温度	270℃	270℃	
	操作圧力	3.5MPa	3.5MPa	

化油 (Distillate) 収率が得られ、炭化水素ガスの減少、重質成分の軽質化が観察されている。

3.1.5 気相水添による製品の品質向上 (軽質化)

一次水添工程からの生成油は硫黄や窒素成分が未分離の液化粗油である。プロセスの熱効率の向上と液化油品質の向上、さらに水素供与能の高いプロセス循環溶剤の確保など複数の効果を期待できるプロセスとして開発したのが気相水添システムである。

高温気液分離器から未反応水素ガスとともに気相として留出する軽質成分は温度、圧力を保持したまま、Co, Ni, Mo触媒からなる固定床反応器へ導き、循環溶剤を取り出す第一段気相水添 (320℃, 15MPa) と製品軽質化を目的とした第二段気相水添 (350℃, 15MPa) を行う。

3.2 アドバンストBCLプロセスの操作条件

前節3.1で述べたプロセス改良項目の適用によって新しいBCLプロセスは飛躍的に効率が向上した。前報に示したプロセスフローとアドバンストBCLプロセスのフローとを比較し要約すると以下ようになる。

予熱器の役割を立ち上げ時に限定したので規模を1/5に縮小でき、溶剤脱灰は系外への無機成分抜き出し機能のみとしたので規模は半減した。また、製品の

高品位化/軽質化を目的とした気相水添工程の導入により二次水添工程を省略することができた。新しい溶剤設計に加えてスラリー脱水と一次水添工程の間に挿入した油中熱処理工程の採用によりスラリー高濃度化ならびにプロセス効率の向上がもたらされた。

表3には実証BCLプロセスと新プロセスの操作条件を比較し示した。

表4 商業プラント30,000t/d建設費(単位: MM\$)

	実証 BCL プロセス	アドバンスト BCL プロセス	
		気相水添 有	気相水添 無
石炭調製	197	215	222
触媒調製	101	109	109
スラリー脱水/熱処理	471	293	293
石炭液化*	1111	996	782
脱灰	266	156	156
二次水添	356	0	0
水素ガス製造	358	491	358
H ₂ S回収、ガス精製	191	109	256
ホット/シール油系	68	34	34
貯蔵、積載など	53	53	53
水/蒸気/動力	470	433	460
排水処理	246	246	246
その他 (空気、N ₂)	69	46	46
消火、構造物、土木ほか	801	669	655
計	4,758	3,852	3,670

*石炭液化 (反応、分離、気相水添、ガス精製、蒸留ほか)

表5 豪州褐炭液化の経済性評価

その1 建設費と液化油収率

	単位	実証 BCL 概念設計	アドバンスト BCL プロセス	
			気相水添 有	気相水添 無
建設費	MM\$	4,758	3,852	3,670
液化油収率	wt% dafc	51.1	59.0	63.2*
Light oil	wt% dafc	19.0	32.0	29.6*
Middle oil	wt% dafc	32.1	27.0	33.5

* C3, C4 回収分 4.2%を含む

その2 運転開始時における原油換算価格 (原油換算係数: 1.30)

	単位	概念設計	気相水添 有	気相水添 無
1994年	\$/bbl	23.6	17.8	16.3
2000年	\$/bbl	25.5	19.2	17.5
2011年	\$/bbl	29.0	21.7	20.0

価格設定年度: 1994年 液化油価格上昇率: 1.5%/年
 天然ガス価格: \$0.08/m³ 天然ガス価格上昇率: 1.5%/年
 褐炭価格: \$8.6/t (豪州) 労務費上昇率: 1.0%/年
 電力価格: \$ 0.038/kWh 金利: 8.0% (長期)
 建設費: 1994年ベース 3.0% (短期)
 投資利益率: 10%

3.3 アドバンストBCLプロセスの評価

3.3.1 30,000t/d商業プラント建設費の推算

既述の「実証プラントの概念設計と経済性の検討」で述べた手法と同様にアドバンストBCLプロセスの経済性評価を行った。改良項目およびとくに指摘する以外の前提条件などは同一とした。

液化油価格低減効果の大きい建設費の積算結果を実証プラント概念設計の場合と比較し表4に示した。概念設計の47.6億ドルに比べ36.7~38.5億ドルと約20%のコストダウンとなった。

原料およびユーティリティ試算では通常運転時の予熱設備停止や脱灰設備縮小および二次水添設備の削除により燃料用天然ガスの大幅な低減となった。

3.3.2 液化油価格の試算

前述の商業プラント建設費、原料およびユーティリティの推算結果を下に液化油価格の試算を行った。結果を纏めて表5に示した。

3.3.3 エネルギー効率

石炭は直接燃焼を除くと何らかの加工 (前処理) を経て使用されるため、投入するエネルギーと加工後に利用できるエネルギー量の差を少なくする必要がある。石炭液化プロセスの評価ではエネルギー (熱) 効率で比較することができる。低品位炭と高品位炭では一般に後者が有利である。低品位炭の利用技術はエネルギー効率をどこまで高品位炭のそれに近付けられるかで評価できる。

ここではパイロットプラントの実績から算出した実証プラント、現在の技術で最大限に合理化したアドバ

表6 石炭液化プロセスのエネルギー (熱) 効率

プロセス	対象炭品位	エネルギー効率	備考・出典
実証プラント	Victoria 褐炭	57.3%	
アドバンスト BCL プロセス	Victoria 褐炭	60.4%	気相水添 有 気相水添 無
EDS	亜瀝青炭	57~58.5%	FE-2893-116(1983)
SRC-II	瀝青炭	66~71.0%	FE-3055-T9(1979)
CC-ITSL*	瀝青炭	67.9%	EPRI GS-704A(1991)

*Close-Coupled Integrated Two-Stage Liquefaction

表7 石炭液化プロセスの二酸化炭素排出量の比較

プロセス	対象炭品位	二酸化炭素排出量	備考
実証プラント	Victoria 褐炭	21.5 g-C/MJ	
アドバンスト BCL プロセス	Victoria 褐炭	20.3 g-C/MJ	気相水添 有 気相水添 無
EDS	Wandoan 亜瀝青炭	26.6 g-C/MJ	熱効率:52.0%
メタノール間接液化		26.3 g-C/MJ	熱効率:55.5%
FT 合成-間接液化	瀝青炭	41.0 g-C/MJ	熱効率:40.3%

ンストBCLプロセスおよび他の瀝青炭プロセスのエネルギー効率を比較して表6に示した。アドバンストBCLプロセスは、水分含有率の少ないインドネシア炭を用いると褐炭でも65~70%の効率が可能である。

3.3.4 グリーンハウス効果

地球環境問題に対応したクリーン・コール・テクノロジー (CCT) として石炭の液化やガス化など転換技術の開発がなされてきたが、21世紀の二酸化炭素問題に対する石炭液化の効果はどのようなものであろうか。

6000t/dプラントの概念設計に用いた物質収支から詳細に亘って二酸化炭素全排出量を求め、他のプロセスとの比較を行うために製品液化油単位発熱量当たりの二酸化炭素排出量 (炭素量g-Cとして) を算出した。

Teperら⁹⁾のデータによるとWandoan炭使用のEDSプロセスの排出量は熱効率52.0%の場合で26.6g-C/MJであり、アドバンストBCLプロセスのVictoria褐炭の場合で20~17g-C/MJとなり、水分および酸素含有率の低いインドネシア褐炭では14~12g-C/MJという数値が得られている。(表7)

5. まとめ

地球温暖化ガスの主要な構成部分を占める二酸化炭素の排出という観点から石炭はエネルギー源として敬遠される傾向にあるが、現実の世界は、核融合や太陽エネルギーの実用化が達成されるまでの期間、石炭がエネルギーの主要部分を担わなければならない。石炭資源の半ばを占める低品位炭については、エネルギー資源の有効利用と地球環境に対する配慮から液体燃料

や化成品原料を目的とした液化技術の確立が待望される所以である。

1970年代後半から80年代にかけて開発が再開されたわが国の石炭液化技術開発は、通産省・工業技術院のサンシャイン計画に組み込まれ、褐炭液化技術と瀝青炭液化技術開発を車の両輪として鋭意進められた。

これらの成果は世界の工業水準からみても十分実用化可能な段階に達しており、現在、茨城県鹿島で実施されているNEDOL 150t/dプラントの研究開発の終了を経て両技術はパイロットプラント段階から実証プラントあるいは商業プラントへ移行しようとしている。

本報告の内容は、褐炭資源を保有する国が実用化計画を決定した場合にも対応できるプロセスの提案と経済性評価を簡潔に述べたものである。貴重な資源の有効利用と地球環境を悪化させない持続可能な経済発展を考慮すると低品位炭液化は欠くことのできないエネルギーの選択肢となる。来世紀初頭には世界のどこかで近代的な石炭液化プラントの建設と運転がなされることを期待して、さらなる技術のブラッシュアップに取り組んで行くのがわれわれの希望するところである。

謝辞：本報告の内容の大部分は、通産省工業技術院ならびにNEDOの資金援助の下に行われた開発研究によるものである。また、研究の実施に当たっては㈱神戸製鋼所、三菱化学㈱、出光興産㈱、コスモ石油㈱お

よび日商岩井㈱からなる日本褐炭液化㈱が担当した。ここに記して謝意を表する。

参考文献

- 1) 松村哲夫, 田村正明; 低品位炭を対象とした石炭液化技術 (I), エネルギー・資源, 第19巻, 第6号 (1998) 484~490.
- 2) Matsumura, T.; Basic Research for Advanced Coal Liquefaction Technology at the Takasago Research Laboratory, the 11th DOE-PETC/AIST-NEDO Joint Technical Meeting, Albuquerque, (1994).
- 3) 宗像英二「石炭液化内熱式反応筒を支持する理由」, 燃料協会誌, 第63巻, 第2号 (1984) 90-99.
- 4) 兼子隆雄, 嶋崎勝乗, 蔭山陽一, 松村哲夫; 液化触媒の活性発現機構の考察, 日本学術振興会, 石炭利用技術第148委員会第59回研究資料 (1996).
- 5) 兼子隆雄, 田澤和治, 嶋崎勝乗; 鉄化合物の形態と石炭液化活性, 日本エネルギー学会誌, 第77巻, 第8号 (1998), 805-814.
- 6) Tamura, M.; Proceeding of the 12th DOE-PETC/AIST-NEDO Joint Technical Meeting, Sendai, (1995), p 129.
- 7) Tamura, M., T. Kaneko, and K. Shimasaki; Outline of the Advanced BCL Process, The 6th Japan-China Symposium on Coal and C1 Chemistry, Zao, (1998), p 164~167.
- 8) Teper, M., Hemming, D. F., Holmes, J. M.; The Cost of Liquid Fuels from Coal, Part-1: Exective Summary, IEA Coal Research, ICEAS/E 3 / 1, (1984).

協賛行事ごあんない

第17回化学工学者ミドルの集い

地球温暖化対策推進の最近の動向 —省エネ法改正を受けて—

〔主催〕化学工学会関西支部, 播磨地区企画委員会

〔申込締切〕1月26日(火)必着

〔協賛〕近畿化学協会, 日本エネルギー学会他

〔申込先〕化学工学会関西支部

〔日時〕平成11年2月5日(金)13:00~19:00

「第17回化学工学者ミドルの集い」係

〔会場〕NTTしらさぎ会館

Tel 06-6441-5531, Fax 06-6443-6685

(姫路市北条214, TEL 0792-88-8800)