

---

 Technical Paper
 

---

Special report: Energy System

小特集：エネルギーシステム

## DME Energy System Produced from Brown Coal Derived Gas and Renewable Hydrogen

Yotaro OHNO and Hiroshi YAGI<sup>†</sup>

(Received March 16, 2017)

褐炭ガス化ガスと再生可能電力水素から DME を製造し、日本に輸送して利用するエネルギーシステム  
大野 陽太郎, 八木 宏<sup>†</sup>

As an example of utilizing Australian Brown coal, a conceptual study is conducted for a system based on DME which is clean and easily transferrable fuel. CO<sub>2</sub> will be emitted when DME is produced from reduced gas by a gasification of Brown coal. Compared to the base case in which CO<sub>2</sub> is only treated by CCS, it is clarified that the amount of generated DME may be increased and the capacity of CCS can be largely reduced by introducing renewable hydrogen. Renewable hydrogen could be produced by electrolysis of water using electric power generated by wind power. This means that it will be one of the solutions in a case of utilizing coal resources when CCS is technically and socially restricted, DME is transported from Australia to Japan where DME is used for a power generation. As the result of the study, it is clarified that CO<sub>2</sub> emitted from a DME fired power station is the same level as that from LNG fired. Therefore, it is possible to largely reduce CO<sub>2</sub> emissions compared to that from the conventional coal fired ones.

豪州の褐炭利用を例に CO<sub>2</sub> を含む褐炭ガス化ガス、および風力発電による水の電気分解で発生する水素を利用して、クリーンで、輸送が容易な燃料である DME の製造プロセスの概念設計を実施した。褐炭から DME を製造する段階で発生する CO<sub>2</sub> を CCS で処理する基本ケースに対し、風力発電による水素を導入し、CO<sub>2</sub> と共に DME 製造原料とすることにより、発電に利用できる DME 製造量が増加し、CCS 処理量が減少することが明らかになった。このことは、CCS が技術的、社会的に制約される場合の石炭資源の利用に関して、一つの有効な対策と考えられる。DME を豪州からわが国に輸送し、発電に利用する際に発生する CO<sub>2</sub> は LNG 利用の発電とほぼ同様であり、従来の石炭火力に比較して大幅な CO<sub>2</sub> の削減を図ることが可能であると考えられる。

---

 Key Words
 

---

DME, Brown coal, Gasification, Renewable hydrogen, CO<sub>2</sub> reduction

### 1. はじめに

世界の石炭資源の約半分は褐炭であるが、水分が多く単位熱量当たりの輸送費が高つくことと、活性が高く乾燥すると自然発火の危険性が高いので、産炭地発電にその利用が限られている。褐炭の水分を減らすとともに自然発火を抑制して輸送性を改善するために、ブリケット化、溶剤処理、油中改質<sup>1)</sup>などの技術開発が行われている。また、DME の特性を生かした脱水技術<sup>2)</sup>の試験も行われている。

一方、褐炭を液体燃料化して利用しようとする試みがおこ

なわれてきた。1980 年代、石油危機の後、褐炭液化技術開発プロジェクト<sup>3)</sup>が、豪州ビクトリア州の褐炭を対象に行われたが、液化油の性状、経済性などに課題があったとされている。また、褐炭をガス化して DME を製造し、日本などに輸送する構想について、豪州政府、ビクトリア州政府の資金も得て FS<sup>4)</sup>が行われた。この FS では、CO<sub>2</sub> 排出についての具体的な対策は、検討されていない。

最近では、褐炭をガス化して水素を製造し、液体水素として、日本に運ぶ構想の FS<sup>5)</sup>が実施された。この構想では、

---

 RenFuD Corporation  
6-39-13 Ikegami, Ota-ku, Tokyo 146-0082, Japan

<sup>†</sup> Corresponding author: yagi@renfud.com

---

 レンファッド株式会社  
〒146-0082 東京都大田区池上 6-39-13

副生するCO<sub>2</sub>は、近接する場所にCCS (Carbon Capture Storage) 技術により地下貯留することを前提としている。

極低温を必要とする液体水素について、大型の水素液化プラント、大型の液体水素タンカーについては、概念設計は行われているが、実現は今後のことである。また、CO<sub>2</sub>の地下貯留についても、長年検討されているが、実際に稼働しているのは、ほとんどが、天然ガスから分離したCO<sub>2</sub>を利用したEOR (Enhanced Oil Recovery) である。

本報告では、未利用の褐炭資源と風力資源が近接して存在する地域において、CO<sub>2</sub>の積極的利用を意図し、風力発電で得た電力による水素と褐炭ガス化ガスから、DMEを製造し、日本に輸送して、発電用に利用するシステムについて、定量的に検討した。DMEの製造技術、DMEの輸送技術、DMEの利用技術については、すでに実証済みであり、より実現性の高いシステムと考えられる。

豪州は国土が広く風力発電のポテンシャルが高い。従来、安価な褐炭による発電に対し、風力発電は割高であったが、最近のCO<sub>2</sub>排出抑制の政策と設備価格の低下もあり、ビクトリア州も含め多くの計画があり、発電電力量も増加しつつある<sup>6)</sup>。また、人口も少なく、電力需要も大きくないので、余剰の風力発電ポテンシャルは大きいと考えられる。

## 2. 褐炭からのDME製造プロセス

褐炭をガス化してDMEを製造する基本プロセスの概略フローを、Fig. 1に示す。また、検討対象とした褐炭の性状を、Table 1に示す。

褐炭は水分が60%と高いので、ロータリードライヤーで蒸気により予備乾燥し、微粉碎する。この過程で水分は、12%程度まで減少し、気流輸送によりガス化炉に輸送される。気流輸送用媒体ガスは、DME合成で副生するドライのCO<sub>2</sub>を利用する。褐炭は灰分が少なく、安定したスラグ層を形成するのは難しいので、ガス化炉は、ダウンフローのシー

メンスタイプで、水でクエンチするタイプが適している。

褐炭のガス化は、シーメンスのガス化炉<sup>7)</sup>を想定した。シーメンスのガス化炉は、旧東ドイツで開発されてきた技術で、褐炭にも実績がある。最近では、中国の石炭ガス化・プロピレン製造プラントで、2000 t/dのガス化炉が5基稼働している。

ガス化剤は、純酸素(99.6%)とし、クエンチ前のガス化炉出口温度は、灰分の熔融温度が1290℃なので、1340℃とする。ガス化炉の圧力は、3.5 MPaとする。クエンチ後のガス温度は、ガス化炉の運転圧力における水蒸気の飽和温度、この場合、240℃まで冷却され、ガスは水蒸気で飽和されている。高温のガスの顕熱は、一部は、ガス化炉壁面から高圧蒸気として回収されるが、大部分は冷却水の蒸発潜熱で吸収される。褐炭中の灰分は、ガス化過程で熔融し、スラグとしてガス化炉底部から連続的に排出される。スラグ、一部炭素が混じった冷却水は、脱気の後、固形分を沈殿及びフィルターで除去され、中和処理後、再使用される。冷却後のガスは、脱硫後、シフト反応と脱炭酸により、DME合成に適したH<sub>2</sub>/CO = 1に調整される。脱硫および脱炭酸は吸収法による。シフト反応はシフト反応触媒充填反応器による。

脱硫装置により、ガス化ガスの(H<sub>2</sub>S+COS)濃度は、約700 ppmから、0.1 ppm以下に脱硫されるが、DME合成反応触媒の保護のため、DME合成ガス昇圧機の前に、ガードベッド(活性炭吸着層)が設置される。

DME合成は、スラリー床反応器により行われ、標準的な反応条件は、圧力5.1 MPa、温度260℃である。ワンパスの反応率は約50%なので、未反応ガスは反応器にリサイクルされるが、一部はパージガスとして系外に排出される。反応生成物は、3基の蒸溜塔により、製品DME、副生CO<sub>2</sub>、微量の水に分離される<sup>8)</sup>。

褐炭 255 t/h (無水ベース) (6120 t/d) からDMEを製造するプロセスの物質収支をTable 2に示す。このケースでは、DMEは、139.9 t/h (3357 t/d) 製造される。DME製

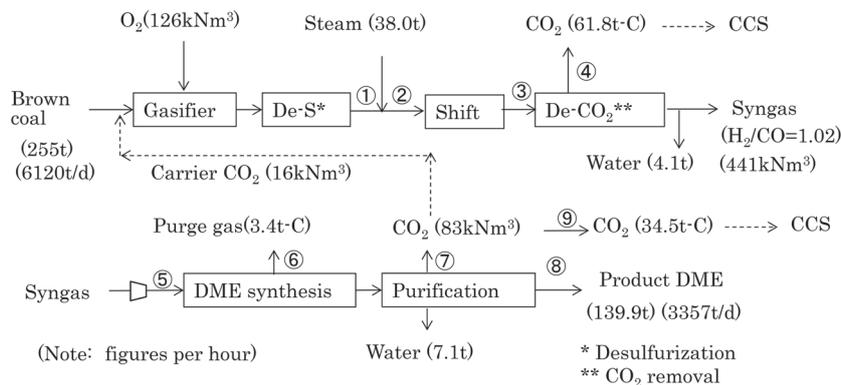


Fig. 1 Process flow of DME production from brown coal (Base case)

Table 1 Characteristics of brown coal (Loy Yang coal of Australia)<sup>5)</sup>

Total moisture	V.M.	F.C.	Ash	Net calorific value	Ash melting point
60%	51%	47%	2%	25.5 MJ/kg	1290℃
C	H	N	Total S	Total Cl	O calculated
67.8%	4.6%	0.6%	0.3%	0.1%	24.4%

Table 2 Material balance of DME production from brown coal (Base case)

Stream No.	1	2	3	4	5	6	7	8	9
	Raw gas after De-S	Before shift	After Shift	CO <sub>2</sub> for CCS	Syngas	Purge gas	CO <sub>2</sub> by-produced	Product DME	CO <sub>2</sub> for CCS
Composition (%)									
H <sub>2</sub>	25.49	23.34	38.47	0.28	48.93	21.38	0.72	0.00	0.72
CO	59.57	54.56	39.43	8.62	47.97	69.18	10.79	0.00	10.79
CO <sub>2</sub>	6.23	5.70	20.83	91.07	2.65	1.93	86.79	0.00	86.79
H <sub>2</sub> O	8.33	16.03	0.93	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
N <sub>2</sub>	0.39	0.36	0.36	0.03	0.45	6.64	1.70	0.00	1.70
CH <sub>4</sub>	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
DME	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.88	0.00	99.99	0.00
MeOH	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Flow rate (kmol/h)	22988	25098	25098	5166	19705	390	3681	3041	2945
Temp. (°C)	25	200	260	-30	25	25	25	25	25
Pres. (Mpa)	3.5	3.4	3.3	0.1	5.5	0.1	3	0.1	3

造の冷ガス効率（製品 DME の熱量 / 原料褐炭の熱量）は、62.0%である。

原料褐炭に由来する炭素 172.9 t-C/h は、製造工程で 99.9 t-C/h が CO<sub>2</sub> として排出される。その内訳は、合成ガス脱炭酸工程から 115.7 kNm<sup>3</sup>/h (61.8 t-C/h)、DME 合成の副産物として 66 kNm<sup>3</sup>/h (34.5 t-C/h)、パーズガスから、8.7 kNm<sup>3</sup>/h (3.4 t/h) である。その結果、褐炭中の炭素のうち、DME 中に 42.2% が保持される。

脱炭酸と DME 精製工程からの CO<sub>2</sub> の合計 96.3 t-C/h は CCS で処理される。CCS 用としては、約 15 MPa まで昇圧する必要がある、その昇圧のエネルギーが大きい、製造工程で生成する CO<sub>2</sub> の 96% が地下貯留される。

### 3. 風力発電電力による電解水素と褐炭ガス化ガスからの DME 製造

CO<sub>2</sub> 排出量削減のため、CO<sub>2</sub> を CCS で処理すると、DME 製造用エネルギー消費量が増加する。そこで、CO<sub>2</sub> を積極的に、未利用の風力電力からの水素を DME に転換する原料として利用するシステムを検討した。

水素の利用については、褐炭ガス化炉からのガスの H<sub>2</sub>/CO 調整に利用するケース A、それに加えて、DME 合成の副産物の CO<sub>2</sub> を積極的に炭素源として利用するケース B を検討した。ケース A、ケース B のフローおよび物質収支を、

Fig. 2, Table 3, Fig. 3, Table 4 に示す。Table 5 に DME 製造量、冷ガス効率、CCS 量、CO<sub>2</sub> 排出量について、基本ケースとの比較を示す。

#### 3.1 (ケース A) ガス化ガスの組成調整への利用

H<sub>2</sub>/CO 調整のため、ガス化ガス中の CO をシフト反応により H<sub>2</sub> に転化する代わりに、系外より H<sub>2</sub> を付加することにより調整すると、シフト反応による CO<sub>2</sub> 生成を避けることができる。このケースでは、シフト反応器と脱炭酸設備が不要になる。また、水電解の副産物酸素が褐炭ガス化用に利用でき、酸素プラント設備能力を小さくできる。

#### 3.2 (ケース B) DME 合成で副生する CO<sub>2</sub> を原料として使用

CO<sub>2</sub> を水素と逆シフト反応させ、H<sub>2</sub>/CO の高いガスに変換し、ガス化炉からの H<sub>2</sub>/CO の低いガスに混合して、H<sub>2</sub>/CO = 1 のガスとする。逆シフト反応器では、メタンの生成を抑制するため、950°C 程度の温度が必要なので、酸素を利用したオートサーマルタイプの反応器を使用する。原料の H<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> 混合ガスは 400°C に予熱する。

このケースでは、使用する水素量が、ケース A に比べて増加するので、DME 製造量が増加するとともに、利用可能な酸素量も増加し、酸素プラントは不要になる。褐炭ガス化

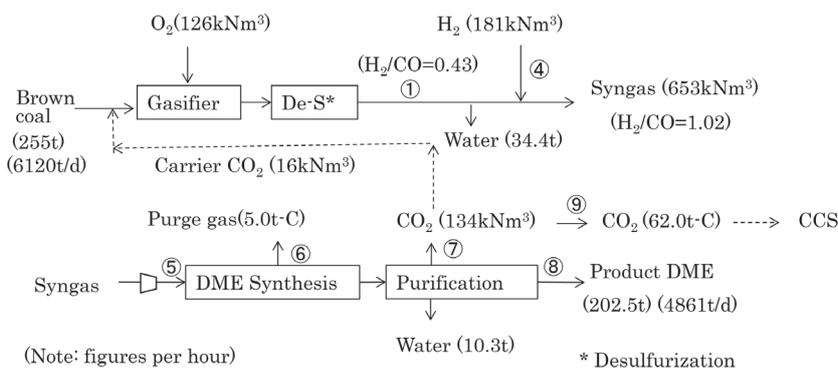


Fig. 2 Process flow of DME production from brown coal and wind hydrogen (Case A)

Table 3 Material balance of DME production from brown coal and wind hydrogen (Case A)

Stream No.	1	4	5	6	7	8	9
	Raw gas after De-S	Wind hydrogen	Syngas	Purge gas	CO <sub>2</sub> by-produced	Product DME	CO <sub>2</sub> for CCS
Composition (%)							
H <sub>2</sub>	25.50	100.00	47.87	21.75	0.64	0.00	0.64
CO	59.57	0.00	49.93	70.62	9.64	0.00	9.64
CO <sub>2</sub>	6.22	0.00	4.90	2.25	88.72	0.00	88.72
H <sub>2</sub> O	8.34	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
N <sub>2</sub>	0.37	0.00	0.29	4.47	1.00	0.00	1.00
CH <sub>4</sub>	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
DME	0.00	0.00	0.00	0.90	0.00	99.99	0.00
MeOH	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00
Flow rate (kmol/h)	22972	8102	29159	553	5970	4403	5250
Temp. (°C)	25	25	25	25	25	25	25
Pres. (Mpa)	3.5	3.1	5.5	0.1	3.0	0.1	14.9

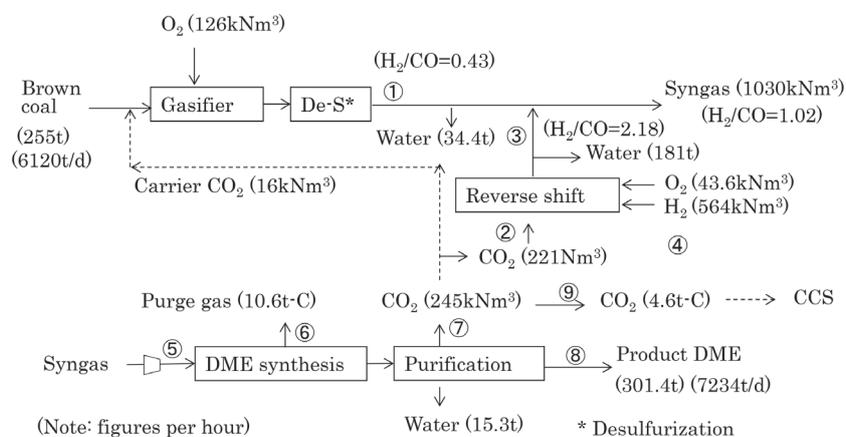


Fig. 3 Process flow of DME production from brown coal and wind hydrogen (Case B)

Table 4 Material balance of DME production from brown coal and wind hydrogen (Case B)

Stream No.	1	2	3	4	5	6	7	8	9
	Raw gas after De-S	CO <sub>2</sub> for RSR	Gas from RSR	Wind hydrogen	Syngas	Purge gas	CO <sub>2</sub> by-produced	Product DME	CO <sub>2</sub> for CCS
Composition (%)									
H <sub>2</sub>	25.57	0.81	60.83	100.00	45.77	30.07	0.81	0.00	0.81
CO	59.64	7.83	27.86	0.00	44.87	62.50	7.83	0.00	7.73
CO <sub>2</sub>	6.22	91.35	11.32	0.00	9.24	2.53	91.35	0.00	91.35
H <sub>2</sub> O	8.34	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
N <sub>2</sub>	0.24	0.00	0.00	0.00	0.12	4.11	0.00	0.00	0.00
CH <sub>4</sub>	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
DME	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.80	0.00	99.99	0.00
MeOH	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00
Flow rate (kmol/h)	22929	9852	24945	25160	45962	1330	10936	6552	385
Temp. (°C)	25	25	25	25	25	25	25	25	25
Pres. (Mpa)	3.5	4.0	3.2	3.1	5.5	0.1	3.0	0.1	14.9

Table 5 Summary of Overall Balances and Process Conditions for DME production cases and Liquid hydrogen production case from brown coal

	DME			Liquid H <sub>2</sub>
	Base case	Case A	Case B	
Brown coal (dry-t/h)	255	255	255	255
Heat value of brown coal (GJ/h)	6503	6503	6503	6503
Hydrogen (kNm <sup>3</sup> /h)	—	181.4	563.6	—
Heat value of hydrogen (GJ/h)	—	1959	6084	—
O <sub>2</sub> for gasifier (kNm <sup>3</sup> /h)	127.1	127.1	126.4	126.9
O <sub>2</sub> production (kNm <sup>3</sup> /h)	127.1	37	0	126.9
O <sub>2</sub> produced by water electrolysis (kNm <sup>3</sup> /h)	0	90	281	—
Steam for Shift reactor (t/h)	38.0	—	—	468
CO <sub>2</sub> removal (kNm <sup>3</sup> /h)	115.7	—	—	275
DME byproduct CO <sub>2</sub> (kNm <sup>3</sup> /h)	66.0	117.6	8.6	—
Reverse shift reactor	—	—	—	—
O <sub>2</sub> (kNm <sup>3</sup> /h)	—	—	43.6	—
H <sub>2</sub>	—	—	563.6	—
Recycle CO <sub>2</sub>	—	—	220.7	—
H <sub>2</sub> addition (kNm <sup>3</sup> /h)	—	181.4	—	—
Syngas (kNm <sup>3</sup> /h)	441.4	653.2	1030	468.7
Composition (dry%)				
H <sub>2</sub>	48.93	47.87	45.77	89.23
CO	47.97	46.93	44.87	3.60
CO <sub>2</sub>	2.65	4.90	9.24	6.82
N <sub>2</sub>	0.45	0.29	0.12	0.36
DME production (t/h)	139.9 (3357t/d)	202.5 (4861t/d)	301.4 (7234t/d)	Liquid H <sub>2</sub> 32.1 (770t/d)
Heat value of product (GJ/h)	4028	5833	8680	3879
Cold gas efficiency (%)	62.0	68.9	69.0	59.7
Carbon balance (%)*	42.2	61.1	91.0	—

\* (Carbon weight in DME) / (Carbon weight in Brown Coal)

炉の中段に、CO<sub>2</sub>とH<sub>2</sub>の混合ガスを吹き込み反応させることも考えられるが、脱硫装置の通過ガス量が増加する。N<sub>2</sub>などの微量成分の系内蓄積を避けるため、CO<sub>2</sub>の利用量は、副生量の約90%とした。

CO<sub>2</sub>の利用量の増加に伴い、CO<sub>2</sub>排出量が減少し、CCSによるCO<sub>2</sub>貯蔵量も減少する。原料褐炭に由来する炭素172.9 t-C/hのうち、91.2%は製品DMEの製造に有効利用され、8.8%の15.2 t-C/hが系外に排出されるだけで、実際的には、CCSは不要になると考えられる。

添加された水素とCO<sub>2</sub>が原料となり、DME製造量は7234 t/dに増加し、褐炭のみを原料とした基本ケースの2.15倍になり、褐炭中の炭素の91.0%がDME中に保持される。未利用資源の褐炭、風力水素が輸送可能なクリーン燃料DMEに、効果的に転換されることがわかる。

褐炭に加え風力水素を原料とした場合の冷ガス効率は、製品DMEの熱量/(褐炭の熱量+水素の熱量)で計算した。褐炭のみの場合よりも、冷ガス効率は69.0%と増加している。水素に着目して、ケースBと基本ケースの差を見ると、導入された563.6 kNm<sup>3</sup>/h (6084 GJ/h)の水素がDME生産量の増加分(4652 GJ/h)に転化されている。この転化の冷ガス効率は、4652/6084 = 76.5%である。

#### 4. 褐炭と風力水素からDMEを製造するプロセスの熱効率

基本ケース、ケースA、ケースBの物質収支、エネルギー収支項目を、総括してTable 5, Table 6, Table 7に示す。また、比較のため、褐炭から製造した液体水素による水素輸送について試算した数値も示している。

検討対象範囲は、水分60%の褐炭からDME製造、次項の輸送および受入基地における発電までである。風力水素については、水電解の電力消費と使用圧力までの昇圧に要する電力消費を必要エネルギーとして評価した。CCS用には、CO<sub>2</sub>受け入れ圧力までの昇圧の電力消費を考慮した。一部のパージガスは、燃料として使用するが、その排ガスはCCSに適さないため、そのまま大気放散とした。

##### 4.1 物質収支、熱収支項目

エネルギー入力項目は、原料の褐炭、風力水素である。ガス化に必要な酸素は、酸素プラントから供給されるが、水電解の副生酸素が利用できる場合は、製造必要量が少なくなり、ケースBでは、水電解の副生酸素が必要より多く、製造不要である。

ユーティリティとして、褐炭予備乾燥、脱硫、シフト反応用に蒸気が必要であるが、ガス化炉、シフト反応器、DME反応器からの回収熱でまかなわれる。

褐炭ガス化炉排熱は、ガス化炉本体及び、ガス冷却過程

Table 6 Utility Balance for DME production cases and Liquid hydrogen production case from brown coal

Utilities balance (GJ/h)				
	DME			Liquid H <sub>2</sub>
	Base case	Case A	Case B	
Drying f brown coal	746.3	746.3	746.3	746.3
Sulfur removal	14.1	14.1	14.1	14.1
Steam for shift reactor	103.93	—	—	1280.0
Heat recovery from gasifier	- 205.4	- 205.4	- 205.4	- 205.4
Heat recovery from shift reactor	- 125.1	—	—	- 423.2
Heat recovery from DME reactor	- 598.5	- 866.3	- 1289.4	—
PSA off-gas	—	—	—	- 678.7
Natural gas	—	—	—	- 733.1
Total	- 64.7	- 311.3	- 734.4	0
Electricity consumption (MW)				
H <sub>2</sub> production by water electrolysis	—	725.6	2254.4	—
H <sub>2</sub> compression	—	25.9	80.6	—
O <sub>2</sub> production	44.5	13.0	0	44.5
O <sub>2</sub> compression	18.4	18.4	24.7	18.4
Sulfur removal	3.4	3.4	3.4	3.4
CO <sub>2</sub> removal	19.4	—	—	45.9
CO <sub>2</sub> compression for CCS				
CO <sub>2</sub> from removal unit (0.1 → 14.9 MPa)	21.3	—	—	50.6
CO <sub>2</sub> from DME production (3 → 14.9 MPa)	4.2	7.53	0.55	—
Syngas compression	9.7	14.4	22.7	—
DME liquefaction	4.0	5.73	8.53	—
PSA	—	—	—	43.8
Hydrogen liquefaction	—	—	—	367.4
Electricity from purge gas	-11.2	-16.3	-38.4	—
Total (MW)	113.6	797.7	2356.5	574.0

Table 7 Energy Requirements and CO<sub>2</sub> Emission for DME production cases and Liquid hydrogen production case from brown coal

Energy requirement and Thermal efficiency				
	DME			Liquid H <sub>2</sub>
	Base case	Case A	Case B	
Heat value of Electricity requirement(GJ/h)	409	2872	8483	2066
Thermal efficiency on production(%)	58.3	62.2	57.9	41.7
Marine transportation(GJ/h)	77.1	111.6	166.1	370
Heat value of product(GJ/h)	4028	5833	8680	2807
Energy consumption(GJ/h)	6989	9486	15152	9672
Energy efficiency on supply (%)	57.6	61.5	57.3	29.0
Electricity generation by product (MW)	615	891	1326	429
CO <sub>2</sub> balance(t-C/h)				
CO <sub>2</sub> emission from product	73.0	105.7	157.3	0
CCS	(96.3)	(62.0)	(4.6)	(146.8)
CO <sub>2</sub> on production	3.6	5.2	11.0	37.8
Marine transportation	1.6	2.3	3.4	7.6
Total CO <sub>2</sub> emission	78.2	113.2	171.7	46.1
Total CO <sub>2</sub> emission/Electricity generation by product (kg-C/kWh)				
	0.127	0.127	0.129	0.107

で回収され、回収熱量は、ガス化炉を出るガス顕熱の20%と仮定する。シフト反応器及び、DME反応器の排熱は、回収効率を80%とした。

#### 4.2 電力消費項目

電力消費として、水電解、酸素製造、酸素の昇圧、脱硫、脱炭酸、CCS用CO<sub>2</sub>昇圧、合成ガス昇圧、DME冷却液化用冷凍機などがあるが、風力電力により供給されるとした。

水電解の電力原単位は、4 kWh/H<sub>2</sub>-Nm<sup>3</sup>、水素を常圧から3.3 MPaまで昇圧する電力原単位は、0.143 kWh/Nm<sup>3</sup>、

深冷分離による酸素製造の電力原単位は、0.35 kWh/O<sub>2</sub>-Nm<sup>3</sup>、酸素を常圧から 3.7 MPa まで昇圧する電力原単位は、0.145 kWh/Nm<sup>3</sup>、脱硫の電力原単位は、0.054 kWh/kg-CO<sub>2</sub>、脱炭酸の電力消費原単位は、0.085 kWh/kg-CO<sub>2</sub>とした。合成ガスの 3.0 MPa から、5.5 MPa まで昇圧に必要な電力量は、0.022 kWh/Nm<sup>3</sup>、DME の冷却液化の電力原単位は、28.3 kWh/t-DME とした。

CCS 用に、脱炭酸からの CO<sub>2</sub> を、常圧 0.1 MPa から、14.9 MPa までの昇圧に必要な電力原単位は、0.184 kWh/Nm<sup>3</sup>、DME 合成の副生 CO<sub>2</sub> を、圧力 3 MPa から、14.9 MPa までの昇圧に必要な電力原単位は、0.064 kWh/Nm<sup>3</sup>、DME 合成系からのパージガスによる発電は、発電効率を 40% とした。

#### 4.3 DME 製造の熱効率

Table 7 には DME 製造に伴うエネルギー使用量及び熱効率を示した。DME 製造に必要な電力消費を風力電力でまかなうとし、風量電力を 3.6 GJ/MWh で熱量換算した。熱効率は、製品 DME の熱量 / (原料褐炭の熱量 + 外部エネルギー) で計算した。外部エネルギーの大部分は、風力電力である。原料としての水素のエネルギーは、電力消費の中に含まれている。DME 製造段階の熱効率は、基本ケース、ケース A、ケース B とともに、60% 前後である。

ケース B が、やや低くなっているのは、水電解用の電力消費が大きいので、現状の 4 kWh/H<sub>2</sub>-Nm<sup>3</sup> とした電力原単位の低減が期待される。

Table 7 には後述の海上輸送のエネルギー消費も考慮した受入段階の熱効率も示しているが、海上輸送段階であり低下していない。一方、液体水素の場合、海上輸送段階の熱効率の低下が大きいのは、ボイルオフにより製品水素量が大きく減少するためである。

### 5. 日本への輸送と利用

産炭地近傍に設置される DME 製造プラントから、積出港までは液体 DME パイプラインで輸送され、積出港に設置の DME タンクに貯蔵される。

DME の海上輸送については、基本的に、低温 LPG 船が利用でき、DME の払い出しに使用されるサブマージポンプも専門メーカーにより開発済である。また、海上輸送に必要な国際海事機関 (IMO) の認証もすでに得られている。

輸送と利用は、各ケース同様なので、基本ケースについて例示する。ケース A、ケース B では、DME 輸送・利用量が、各々、基本ケースの 1.5 倍、2.2 倍なので、積地、受入基地の貯蔵設備容量、輸送に必要なタンカーの数、燃料消費は比例して増加する。

#### 5.1 海上輸送の条件

輸送距離: 豪州ビクトリア州 - 日本, 4800 mile (9000 km) (本報文中の mile は全て海里)

速度: 16 ノット (時速 29.7 km)

日数: 航海日数 (片道) 13 日, 荷役日数: 4 日 (揚荷・積荷合計)

13 × 2 + 4 = 30 日なので、年間航海可能回数は、11 回 (年間稼働日数 330 日)

製品 DME 輸送量: 3,357 t/d (110.7 万 t/y) (330 日稼働)

#### 5.2 積地 DME の貯蔵設備 (DME 比重 0.67 t/m<sup>3</sup>)

体積: 3357/0.67 = 5010 m<sup>3</sup>/d 余裕を見て 40 日分の貯蔵容量として、5010 × 40 = 20.0 万 m<sup>3</sup>、低温タンク 5 万 m<sup>3</sup>、4 基

蒸発した DME ガスは、製造装置に戻して液化する。蒸発量は小さいと考えられ、所要電力は製造プラントでまかなわれるとした。

#### 5.3 DME タンカーと燃料消費

低温タンカーは、液体アンモニア用 38,000 m<sup>3</sup>、LPG 用 78,000 m<sup>3</sup> が就航している。DME は、LPG タンカーで輸送可能である。今後の大量輸送を想定し、VLCC 級タンカーとし、輸送容量は、20 万 m<sup>3</sup> とした。

1 隻の積載重量: 20 × 0.67 = 13.4 万 t

年間輸送可能量: 11 × 13.4 = 147.4 万 t / 隻

122.5/147.4 = 0.83     11 × 0.83 = 9.14 回

1 隻、年 10 回航海で輸送可能である。燃料は重油 (Fuel Oil: FO) とし、燃料消費を試算した。

海上技術安全研究所報告<sup>9)</sup>によると、満載排水量 11 万 t、航行速度 14 ノットのオイルタンカーの燃料消費量は、1.1 g/t-mile である。航行のエネルギー P は、排水量 Δ、航行速度 V と次の関係にある。

$$P \propto \Delta^{2/3} V^3$$

排水量は積載重量にほぼ比例するので、DME、原油の密度の比 (0.67/0.854) で補正した。

燃料消費量は、

$$1.1 \times (0.67/0.854)^{2/3} \times (16/14)^3 = 1.1 \times 0.850 \times 1.49 = 1.4 \text{ g/t-mile}$$

往きの空荷の場合も、バラスト水を積むので、同等の燃料消費と仮定する。

往復の燃料消費:

$$4800 \text{ (mile)} \times 2 \times 134,000 \text{ (t)} \times 1.4 \text{ (g/t-mile)} / 10^6 = 1801 \text{ t-FO}$$

重油熱量: 41.01 GJ/t

CO<sub>2</sub> 排出量: 0.0752 t-CO<sub>2</sub>/GJ

DME 1 t 当たり重油燃焼量:

$$1801/134000 = 0.01344 \text{ t-FO/t-DME}$$

$$0.01344 \times 41.01 = 0.551 \text{ GJ/t-DME}$$

重油燃焼による CO<sub>2</sub> 排出量:

$$0.551 \times 0.0205 = 0.0113 \text{ t-C/t-DME}$$

基本ケースの時間当たりの重油燃焼量、CO<sub>2</sub> 排出量は、DME 製造量 3357 t/d から、

$$0.551 \times 3357/24 = 77.1 \text{ GJ/h (1.88 t-FO/h)}$$

$$0.0113 \times 3357/24 = 1.58 \text{ t-C/h}$$

保冷剤を通しての外部からの侵入熱と船体動揺に伴う波動による発生熱で一定の気化を生ずるので、LPG用低温タンカーと同様に、気化したDMEを、液化してタンクに戻す。所要エネルギーは小さいので、船舶の駆動エネルギーに比べ無視できるとした。

#### 5.4 DME受け入れ基地および発電利用とCO<sub>2</sub>排出量

積地と同様に、DMEの貯蔵設備は、40日分の容量として、低温タンク5万m<sup>3</sup>、4基で対応できる。ボイルオフガスは、発電に有効利用されるとする。受け入れ基地の所要電力は、1 kWh/t-DMEと小さく、DME熱量の0.03%なので無視できるとした。

DME受け入れ基地で、DMEを発電に利用した場合の発電量、CO<sub>2</sub>排出量を試算する。

DME発電の効率は、ガスタービンコンバインド発電で、送電端で55%とした。Table 7に発電量とCO<sub>2</sub>バランスを示しているが、基本ケース、ケースA、ケースBで、600 MWから1300 MWの電力が期待できる。また、CO<sub>2</sub>バランスについては、ケースA及びケースBでは、褐炭ガス化炉からのCO<sub>2</sub>と風力発電による水素をDME原料として利用するため、DME製造段階でのCCS処理必要量が減少している。ケースBでは、実際的には不要と考えられる。このことは、CCSが技術的、社会的に制約される場合の石炭資源の利用に関して、一つの有効な対策となりうる。

発電量に対する全CO<sub>2</sub>排出量の比率は、ほぼ0.130 kg-C/kWh一定である。発電段階のCO<sub>2</sub>排出量は、0.119 kg-C/kWhとなり、同じ発電効率の天然ガス0.101 kg-C/kWhに近い。改質炭を輸入し、超臨界発電で発電効率が43%の微粉炭火力で使用する場合の0.223 kg-C/kWhに比べ、約1/2と圧倒的に低く、発電に伴うCO<sub>2</sub>排出量低減に寄与できると考えられる。

#### 6. 褐炭からの液体水素との比較

褐炭からの液体水素とDMEとの比較についてもTables 5～7に併記した。液体水素化については、引用文献<sup>5)</sup>に記述のない数値もあり、一部は推定値である。

褐炭ガス化ガス中のCOを、シフト反応で水素に転化するため、シフト反応用の蒸気量が多く、熱が不足するので、天然ガスを一部使用している。電力消費では、液化が大きい、脱炭酸、およびCCS用の昇圧電力も大きい。液体水素製造では、PSAによる水素の高純度精製が不可欠であり、水素収率を高めであるが、生産量を770 t/dに合わせるために、86%と仮定した。PSAのオフガスは燃料として利用されるが、その排ガスはCCSには不向きなので、CO<sub>2</sub>排出がやや多い。冷ガス効率、熱効率もこの影響を受け、DMEより低い。

海上輸送におけるボイルオフが多く、液体水素量が受入段階で目減りし、供給段階の熱効率が大きく低下している。

#### 7. 結論

CO<sub>2</sub>排出対策を考慮した上でのエネルギー供給確保の手段として、未利用資源の豪州褐炭と風力水素からのDME製造と日本における利用可能量について、試算を行った。褐炭からDMEを製造する段階で発生するCO<sub>2</sub>をCCSで処理する基本ケースに対し、風力発電による水素を導入し、CO<sub>2</sub>と共にDME製造原料することにより、発電に利用できるDME製造量が増加し、CCS処理量が減少する。このことは、CCSが技術的、社会的に制約される場合の石炭資源の利用に関して、一つの有効な対策と考えられる。

DMEは、海上輸送が容易なクリーン燃料で、発電段階のCO<sub>2</sub>排出量は、0.119 kg-C/kWhと、同じ発電効率(55%)の天然ガス0.101 kg-C/kWhに近い。改質炭を輸入し、超臨界発電で発電効率が43%の微粉炭火力で使用する場合の0.223 kg-C/kWhに比べ、約1/2と圧倒的に低く、発電に伴うCO<sub>2</sub>排出量低減に寄与できると考えられる。エネルギーの大宗を輸入している日本にとり、一つの選択肢と考えられる。より詳細な検討が期待される。

#### 文献: Reference

- 1) Shigehisa, T., *J. Jpn. Inst. Energy*, **93**, 1092-1098 (2014): 重久卓夫, 日エネ誌, **93**, 1092-1098 (2014)
- 2) Kanda, H.; Goto, M; Makino, H., *J. Jpn. Inst. Energy*, **93**, 1076-1082 (2014): 神田英輝, 後藤元信, 牧野尚夫, 日エネ誌, **93**, 1076-1082 (2014)
- 3) Shimazaki, K. *et al.*, *J. Jpn. Inst. Energy*, **78**, 807-826 (1999): 嶋崎勝典ほか, 日エネ誌, **78**, 807-826 (1999)
- 4) CCUJ; NKK; Marubeni; HRL, Feasibility Study of DME production plant from Brown Coal in Victoria, Australia, June 2001
- 5) NEDO Progress Report, International Cooperative Clean Coal Technology Development Project, April 2012: NEDO 成果報告書, 国際連携クリーンコール技術開発プロジェクト, 低品位炭起源の炭素フリー燃料による将来エネルギーシステム(水素チェーンモデル)の実現可能性に関する調査研究, 平成24年4月
- 6) Clean Energy Council, <https://www.cleanenergycouncil.org.au/technologies/wind-energy.html> (Last access: 2017.5.3)
- 7) Siemens, Siemens Fuel Gasification Technology at a Glance, 2008
- 8) Yagi, H.; Ohno, Y.; Inoue, N.; Okuyama, K.; Aoki, S., *International Journal of Chemical Reactor Engineering*, **8**(1), (2010)
- 9) Hiraoka, K.; Kameyama, M., *National Maritime Research Institute Report*, **5**(2), 23-132 (2005): 平岡克英, 亀山道弘, 海上技術安全研究所報告, **5**(2), 23-132 (2005)