Original Paper

Investigation of the Methane Hydrate Development
by Hybrid-type Power Generation with LNGYuko KAWATA^{*1}, Ryuji MATSUHASHI^{*2}, Yoshihiro MASUDA^{*3}, and Kazuo FUJITA^{*4}

(Received June 25, 2003)

LNG とのハイブリッド型発電によるメタンハイドレート開発導入の検討

河田裕子^{*1}, 松橋隆治^{*2}, 増田昌敬^{*3}, 藤田和男^{*4}

“Methane hydrate/LNG hybrid-type power generation project” as a strategy for promoting methane hydrate development is proposed in this study. This project has the following advantages. (1) It will be profitable under the current electric power price (19yen/kWh) by expansion of power output and extension of operating life. (2) The risk from methane hydrate development can be reduced. (3) It enables to reduce the CO₂ emission and production cost of the hot water injection method by using waste heat in the power plant.

However, under the CO₂ emission trading system, unit price of the dealings which enables this project to be more profitable than the coal-fired power plant is considerably high: 10,000 yen/ton-CO₂. In order to introduce this project to the electricity market, the other incentives such as preferential tax treatment for domestic energy resource development are also required.

Key Words

Methane hydrate development, Economic evaluation, Hybrid-type power generation, Heat efficiency improvement, CO₂ emission trading

1. 緒言

現在、日本では2016年の商業化を目標にメタンハイドレート開発研究が進められている。エネルギー資源として利用可能となれば、メタンハイドレートは以下の点で有用と考えられる。

- (1) 国産資源確保の点で日本のエネルギー安全保障に貢献する。
- (2) 世界全体から見て在来型資源の代替エネルギー源として価値がある。

- (3) 天然ガスとして化石エネルギーの中ではCO₂排出量が低いので、新エネルギー導入までの地球温暖化対策に有効となる。

しかしながら、著者らが海域メタンハイドレート開発の経済性評価を行った結果¹⁾、内部収益率^{脚注1)} 10%となる生産ガス単価は水平坑井を用いた減圧法で53円/m³、熱水圧入法で67円/m³となった。これは、わが国におけるLNGのCIF価格^{脚注2)} (約15~20円/m³)、国内生産ガス販売価格 (約35円/m³) と比較すると非常に高い値である。メタンハイドレート

- * 1 JAPAN OIL ENGINEERING CO., LTD.
Kachidoki Sun-Square 4F, 1-7-3, Kachidoki, Chuo-ku,
Tokyo 104-0054, Japan
- * 2 Graduate School of Frontier Sciences,
Institute of Environmental Studies,
The University of Tokyo
7-3-1 Hongo, Bunkyo-ku, Tokyo 113-8656, Japan
- * 3 Graduate School of Engineering,
Department of Geosystem Engineering,
The University of Tokyo
7-3-1 Hongo, Bunkyo-ku, Tokyo 113-8656, Japan
- * 4 Graduate School of Management of Technology,
Shibaura Institute of Technology
5-37-8 Shiba, Minato-ku, Tokyo 108-0014, Japan

- * 1 日本オイルエンジニアリング株式会社
〒104-0054 東京都中央区勝どき1-7-3
勝どきサンスクエア4F
- * 2 東京大学大学院新領域創成科学研究科環境学専攻
〒113-8656 東京都文京区本郷7-3-1
- * 3 東京大学大学院工学系研究科地球システム工学専攻
〒113-8656 東京都文京区本郷7-3-1
- * 4 芝浦工業大学専門職大学院工学マネジメント研究科
〒108-0014 東京都港区芝5-37-8 住友三田ビル11F

脚注1) 投資行為を行う場合に、将来予測されるキャッシュフローの正味現在価値が現在の投資額と等しくなるような利率のこと。

脚注2) 商品価格に運賃保険料を含めた、産出国から日本に到着した時点の価格 (Cost, Insurance, and Freightの略)。

のエネルギー資源化には、多くの技術的・経済的課題があるといえる。

そこで本研究では、メタンハイドレート導入促進プロジェクトとして、LNGとのハイブリッド型発電を提案する。発電プラントを開発対象の海域メタンハイドレート層に近い沿岸部に設置し、メタンハイドレートガスと購入LNGを燃料として発電するものである。本プロジェクトの利点には次が考えられる。

- (1) メタンハイドレート開発のリスクが軽減でき、単独のガス生産プロジェクトよりも経済性が向上する。
- (2) メタンハイドレート生産手法に熱水圧入法を適用する場合に、発電廃熱を熱水製造に利用することにより、CO₂排出量とコストを削減できる。

以下、数種のケース設定について経済性評価を行い、本プロジェクトによるメタンハイドレート開発の導入を検討する。

2. メタンハイドレート・LNG ハイブリッド型発電プロジェクト

2.1 メタンハイドレート生産に関する設定

メタンハイドレート開発生産に関する設定は、基本的に文献1)に従う。文献1)では、海域におけるメタンハイドレート生産コンセプトモデルを設定し、その結果を入力データとして石油・ガス開発のコスト計算ソフト QUESTOR (IHS Energy 社) からデータを得、経済性評価を行っている。開発対象のメタンハイドレート層は、沿岸から40km沖合、水深1000m、海底下500mに位置する厚さ16mのものを想定している。FPSO(浮遊式生産貯蔵出荷装置)と海底仕上げ坑井の組み合わせによる生産方式をとり、生産ガスは沿岸までパイプラインで輸送する。本研究ではメタンハイドレート生産手法に、文献1)の評価の中で経済性が比較的良好となった、水平坑井を用いた減圧法と熱水圧入法のケースを設定する。熱水圧入法ケースでは、熱水製造に発電廃熱を用いる手法をとるため、文献1)の設定を一部変更する。各ケースについて簡潔に述べる以下通りとなる。

(1) 減圧法 (水平坑井を用いたケース)

減圧法はガスの生産によりハイドレート層内の圧力を低下させることにより、ハイドレートの分解を進める生産手法である。このケースでは減圧法に1000mの水平長を持つ坑井を適用する。80本の生産井で、累計66.8億m³(標準状態)のガスを生産する。圧力操作により1坑井あたり生産量は一定とするため、1坑井あたり可採量は約9年で生産できる。全体の操業年数は10年とするので、坑井の掘削計画により初年度と9年目、10年目の全体の生産量はピーク時より低くなる(Fig. 1)。

(2) 熱水圧入法

熱水圧入法は熱水をハイドレート層に圧入して、吸熱反応であるハイドレートの分解エネルギーを人工的に供給することにより、分解を促進させる生産手法である。このケースで

Fig. 1 Methane hydrate gas production for depressurization case and hot water injection case

は、温度60℃の熱水をメタンハイドレート層に圧入して、上記の減圧法ケースと同じ累計生産ガス量66.8億m³を操業期間10年で回収する。生産井、圧入井ともに水平坑井を用い、それぞれ40本を設置する。ハイドレート層への総熱圧入量は203MW(熱水量:3,986t/h)で一定であり、ガス生産量は初めがピークで徐々に減少する(Fig. 1)。

文献1)では、圧入熱水は生産ガスを燃料として海水を熱して製造するが、本研究では発電プラントの廃熱を利用する。従って、文献1)で設定した洋上設備の熱水製造にかかわる装置(ボイラー等)と熱水圧入ライザーは不要となる。その代わりに発電所が立地する沿岸から、熱水輸送のための断熱仕様のパイプラインを新設する。35インチ径40kmのパイプラインを1本、10インチ径3kmのフローラインを20本用い、熱水を発電プラントからハイドレート層まで輸送する。

熱水輸送過程における熱損失率 $Q_{li}(W)$ (i :ラインの種類を示す)は(1)式により求める。熱通過率 h は2 W/m²・℃^{脚注3)}、熱水温度 $T_{hwi}(℃)$ は各ラインの平均温度(各ラインの入口と出口の平均)とし、海水温度 $T_{sw}(℃)$ は海底付近の5℃とする。フローライン入口とパイプライン出口の熱水温度が一致し、フローライン出口における熱水温度(テンプレート到着時の温度)が60℃、送熱量203MWになるまで繰り返し計算を行う。

$$Q_{li} = h \times A_i \times (T_{hwi} - T_{sw}) \times N_{li} \quad (1)$$

A_i : ラインの表面積 (m²)

N_{li} : ライン本数

以上から各ラインにおける熱損失と熱水温度はTable 1のように計算された。熱水輸送時の初期送熱量224MW必要であり、発電廃熱によって製造すべき熱水温度は64.75℃となる。

熱水輸送過程の圧力損失においては、静水圧による圧力損失 P_b (Pa)と各ラインの管内摩擦による圧力損失 P_f (Pa)を考慮する。静水圧による圧力損失 P_b は(2)式で表される。海面から坑井までの高低差を D (m)、海水密度を ρ_s (kg/m³)、圧入熱水密度を ρ (kg/m³)、重力加速度を g (m/s²)とする。

$$P_b = (\rho_s - \rho) \times g \times D \quad (2)$$

管内摩擦による圧力損失項 P_f は(3)式により求める。ここで摩擦係数 f_i にはJainの式を使用する。

脚注3) IHS Energy 社データベースによる、断熱材厚さ25mmの場合の数値。

Table 1 Heat loss during hot water transportation

Temperature at sea floor (°C)	5
Heat loss at pipeline (MW)	14.09
Pipeline inlet temperature (°C)	64.75
Pipeline outlet temperature (°C)	61.55
Heat loss at flow line (MW)	6.86
Flow line inlet temperature (°C)	61.55
Flow line outlet temperature (°C)	60
Total heat loss (MW)	20.9
Heat injection rate into hydrate deposit (MW)	203
Initial heat transportation rate (MW)	224

$$P_{fi} = \frac{L_i f_i \rho u_i^2}{2D_i} \quad (3)$$

$$u_i = \frac{Q_f}{N_{fi} \times \pi \left(\frac{D_i}{2} \right)^2}$$

$$\frac{1}{\sqrt{f_i}} = 1.14 - 2 \log \left(\frac{e}{D_i} + \frac{21.25}{Re_i^{0.9}} \right)$$

L_i : ライン長 (m)

D_i : 円管径 (m)

u_i : 流速 (m/s)

Q_f : 熱水圧入量 (m³/s)

e/D_i : 相対粗度

Re_i : レイノルズ数

以上の式より圧力損失はTable 2に示すように計算される。熱水圧入圧力は22.3MPa必要なので、熱水輸送（圧入）量とポンプ効率0.9を考慮すると、ポンプ動力は26.87MWとなる。このポンプ動力には発電電力を使用する。

2.2 コンバインドガスサイクル発電プラントの設定

(1) 発電規模とプロジェクト期間

発電プラントはコンバインドガスサイクル発電 (Fig. 2) とし、発電端出力規模を600MW、発電稼働率は70%、プロジェクト期間を25年とする。このうち、発電プラントとメタンハイドレート生産設備の建設期間を5年とし、発電操業期間を20年とする。なお、発電プラントへの投入熱量を一定にする必要があるため、メタンハイドレート生産期間中はFig. 1に示した生産挙動に応じて、LNGを購入、メタンハイドレート生産ガスを売却する。ここで生産ガスは可能な限り発電燃料として使用する。つまり発電プラントの投入熱量よりガス生産

Table 2 Pressure loss during hot water transportation

Bottom hole pressure of injection well (MPa)	19.8
Total pressure loss during transportation (MPa)	2.5
Friction loss	
Pipeline	1.23
Flowline	0.14
Tubing	1.06
Pressure loss from hydrostatic	0.12
Pipeline inlet pressure (MPa)	22.3
Pump efficiency	0.9
Pump power (MW)	26.87

Fig. 2 Concept of the gas combined cycle generating plant with hot water production system

Fig. 3 Change of allocation of methane hydrate gas use for the case of power output 600MW (above : depressurization, below : hot water injection)

量が多い場合は過剰量を売却し、少ない場合は不足量をLNGで補うことにする (Fig. 3)。メタンハイドレート生産期間終了後はLNG火力発電として運転を継続する。

(2) ガスタービンと廃熱回収ボイラー

廃熱回収ボイラーにおいて540°Cの蒸気を製造するために、ガスタービンの排ガス出口温度が約600°CとなるようにTable 3に示す設定をおく。この前提条件のもとで、ガスタービン発電効率は35%となる。

廃熱回収ボイラーにおいては、発電所周辺の環境負荷を考慮、煙突からの排気温度を120°Cと設定する。ガスタービン排ガスとのエンタルピー差と熱交換効率0.9から、廃熱回収ボイラーでの熱交換量は発電プラントへの投入熱量の47.3%となる。

Table 3 Operating conditions of gas turbine

Pressure ratio	15
Air ratio	3
Initial gas temperature (°C)	20
Temperature after compression (°C)	400
Turbine inlet temperature (°C)	1,220
Turbine outlet temperature (°C)	594
Combustion efficiency (%)	99 ²⁾
Adiabatic efficiency of compressor (%)	85 ²⁾
Adiabatic efficiency of turbine (%)	87.5 ²⁾
Generator efficiency (%)	95

(3) 蒸気タービン

Fig. 2に示すように、廃熱回収ボイラーで540℃、6 MPaの蒸気を製造し、高圧タービンに投入した後、中圧タービンの手前で1回再熱過程を導入している。熱水圧入法ケースでは低圧タービンの手前で蒸気を抽気し、熱交換器で海水(25℃)を熱して圧入熱水を製造する。残った蒸気は低圧タービンに送る。Fig. 2の1～7における蒸気の設定は、発電に要する蒸気量を G (t/h)、低圧タービン手前の抽気量を m (t/h)とすると、次のようになる。

$$\begin{array}{l} 1: 540^{\circ}\text{C}, \quad 6 \text{ MPa}, \quad G \text{ [t/h]} \quad \rightarrow \quad 2: 1 \text{ MPa}, \quad G \text{ [t/h]} \\ 3: 540^{\circ}\text{C}, \quad 1 \text{ MPa}, \quad G \text{ [t/h]} \quad \rightarrow \quad 4: 0.014\text{MPa}, \quad G \text{ [t/h]} \\ 5: 80^{\circ}\text{C}, \quad 0.014\text{MPa}, \quad G - m \text{ [t/h]} \\ \quad \quad \quad \rightarrow \quad 7: 0.0004\text{MPa}, \quad G - m \text{ [t/h]} \\ 6: 80^{\circ}\text{C}, \quad 0.014\text{MPa}, \quad m \text{ [t/h]} \end{array}$$

以上の各点における蒸気のエンタルピーを $h_1 \sim h_7$ (kJ/kg), 復水器通過後 (20℃) を h_8 (kJ/kg), 熱交換器通過後 (64.75℃) を h_9 (kJ/kg) とすると, 蒸気発電効率 η_s (%) は発電機効率 95 % を見込んで (4) 式のように表される。なお, タービン断熱効率は 90 % としている。

$$\eta_s = \frac{(h_1 - h_2) + (h_3 - h_4) + (h_7 - h_5) \times (1 - m/G)}{[h_1 - \{h_8 \times (1 - m/G) + h_9 \times m/G\}] + (h_3 - h_2)} \times 0.95 \times 100 \quad (4)$$

熱水製造における抽気量 m は、次のように求める。熱水製造量は、熱水輸送（圧入）量に発電稼働率を考慮して、5,694 t/h とする。熱水製造において、この量の 25℃ の海水を輸送時の初期温度 64.75℃ まで上昇させるのに必要な熱量は、281MW

である。低圧タービン手前で抽気した蒸気の熱交換前後のエンタルピー差 $h_6 - h_9$ と熱交換効率 0.9 を考慮すると、必要抽気量 m は 472t/h となる。

(4) ケース別設定のまとめ

メタンハイドレート生産手法ケース別のメタンハイドレートガス売却量、購入LNG量、発電総合効率（発電端、HHV基準）、販売電力量に関する設定はTable 4に示すとおりである。熱水圧入法ケースでは、蒸気を抽気するので減圧法ケースより発電総合効率が約1%減少した。販売電力量は、所内率及び変電所におけるロス、送電ロス等を考慮して、発電端出力の91%とした³⁾。この時、熱水圧入法ケースでは、発電端出力から熱水輸送のためのポンプ動力分も差し引いているので、販売電力量は減圧法ケースより低くなる。なお、操業期間を通した発電燃料全体に占めるLNGの割合は、両ケースともほぼ39%であった。両生産手法ケースで購入LNG量と売却ガス量が異なるのは、メタンハイドレート生産挙動と発電総合効率の違いが原因である。

3. プロジェクトの経済性評価

3.1 初期投資コストと内部収益率

(1) コストとエネルギー価格の前提

メタンハイドレート開発生産コストは、基本的に文献1)の結果に従う。ただし、熱水圧入法ケースにおける変更部分、つまり洋上設備の熱水製造に関わる装置（ボイラー等）と熱水圧入ライザーを不要とし、沿岸からの熱水輸送のために断熱仕様のパイプラインを新設した点については、QUESTORで再計算した値を用いる。

コンバインドガスサイクル発電プラントの建設単価は23.6万円/kW⁵⁾、運転維持費は3.2円/kWh⁵⁾、購入LNG単価は2.15円/Mcal(約20円/m³)とする。なお、発電プラントは法定償却年数^{脚注4)}15年で減価償却する。減価償却費は定率法^{脚注5)}で算出し、法人税率は30%とする。

エネルギー価格については、メタンハイドレートガス売却価格を 35 円/m³、電力価格を 19 円/kWh (1991～2000 年の電力総合単価の平均⁴⁾) とする。今後、電力自由化による価格

Table 4 Methane hydrate gas sold, LNG purchase, gross plant efficiency and electricity sold for base case (power output : 600MW, operating life : 20 years)

	Depressurization	Hot water injection
Methane hydrate gas sold (PJ)	24.0	20.8
Percentage of gas sold in total gas production (%)	9.6	8.3
LNG purchase (PJ)	282	291
Percentage of LNG in total input energy (%)	39.0	39.4
Gross plant efficiency (HHV) (%)	52.4	51.3
Electricity sold (TWh/year)	3.35	3.2

脚注4) 減価償却の対象となる資産の使用可能期間（減価償却期間）。具体的には法律等で決められている。

脚注5) 毎年決まった償却率によって減価償却費を計算する方法。減価償却法には他に、毎年定額の減価償却を行う定額法がある。

低下も予想されるが、本論文では現在までのトレンドを反映させた上記の値を採用する。様々な将来シナリオが想定される中で、的確な根拠に基づく予測値を一意に設定するのは不可能と考えたためである。

(2) 初期投資コスト

減圧法ケース、熱水圧入法ケースの初期投資コストをFig. 4に示す。熱水圧入法ケースでは本研究において変更点を再計算しているため、メタンハイドレート開発への初期投資コストは文献1)の評価より若干低下し、1,580億円(文献1)では1,660億円)となった。ただし、熱水輸送用のパイプラインが追加されているためパイプラインコストは155億円と大きく増加した。本プロジェクトへの総初期投資コストは減圧法ケースで2,910億円、熱水圧入法ケースで3,010億円であり、メタンハイドレート開発への初期投資コストの約2倍になる。

(3) ケース別内部収益率

内部収益率は減圧法ケースで7.2%、熱水圧入法ケースで6.3%となった。これらの値は日本における大手エネルギー企業の資金調達コストを上回っているという意味で経済性があると言える。また、熱水圧入法ケースが減圧法ケースより内部収益率が低くなるのは、Table 4で示したように発電総合効率が若干低いためである。しかしながら、本プロジェクトの熱水圧入法ではガス生産単価及びCO₂排出原単位ともに削減され、単独のガス生産システム(文献1)における評価よりも減圧法に近い値となる^{脚注6)}。これは文献1)でガス総生産量の

Fig. 4 Initial investment cost in base case (power output : 600MW)

約20%を占めていた熱水製造への生産ガス使用が無くなるためである。なお熱水製造への廃熱利用による発電効率低下は約1%に留まっていることから、本プロジェクトでは、熱水圧入法における熱効率改善が期待できる。

3.2 収益率向上に向けた対策ケースの評価

本プロジェクトの収益率向上に向けた対策として次のケースを評価する。

(1) 発電規模拡大ケース

前述したように購入LNG単価は、メタンハイドレート生産単価より割安である。発電規模の拡大により発電燃料におけるLNGの割合を多くすれば、発電単価は低下すると考えられる。発電端出力規模を800MW、1000MWと拡大したケースについて評価する。出力規模ケース別の設定をTable 5に記す。総発電投入燃料に占めるLNGの割合は両ケースとも800MWで約45%、1000MWで約50%にまで増加する。内部収益率は、Fig. 5に示すように出力規模の拡大に応じて上昇し、出力規模1000MWにおいて減圧法ケースで9.4%、熱水圧入法ケースで8.8%となった。

(2) プロジェクト期間延長ケース

上記の試算では発電操業年数を20年としたが、現存の発電

Fig. 5 Change of IRR with increase in power output (operating life : 20 years)

Table 5 Methane hydrate gas sold, LNG purchase, gross plant efficiency and electricity sold for expansion of power output cases

	Depressurization		Hot water injection	
Power output (MW)	1000	800	1000	800
Methane hydrate gas sold (PJ)	—	—	—	4.9
LNG purchase (PJ)	594	426	607	443
Percentage of LNG in total input energy (%)	49.4	44.2	49.8	45.3
Gross plant efficiency (HHV) (%)	52.4	52.4	51.8	51.6
Electricity sold (TWh/year)	5.58	4.46	5.43	4.31

脚注6) 本プロジェクトにおける減圧法と熱水圧入法のCO₂排出原単位の比は1:1.09(減圧法0.469kg-CO₂/Mcal, 熱水圧入法0.509kg-CO₂/Mcal)となった。一方、文献1)では減圧法と熱水圧入法の比は1:1.36である。本プロジェクトの熱水圧入法のCO₂排出原単位が相対的に減圧法に近いことがわかる。

Fig. 6 Change of IRR with operation life extension (power output : 1000MW)

プラントには30年以上運転を継続しているものもある。発電規模 1000MW のケースにおいて、発電操業期間を延長した場合を考える。Fig. 6に示すように、操業年数が30年の場合、内部収益率は減圧法ケースで10.4%、熱水圧入法ケースで9.9%まで上昇した。

3.3 メタンハイドレート開発によるリスク分析

発電規模の拡大やプロジェクト期間の延長によって経済性は改善するが、メタンハイドレート開発が予定通りに進まない場合のリスクは無視できない。当初予定のメタンハイドレート総生産量に、実際の生産量が満たない場合を考える。上記の発電規模 1000MW、操業年数 30 年のケースにおいて、メタンハイドレート生産量が当初予定の75~10%まで低下すると内部収益率は Fig. 7 のように変化した。生産量が当初予定の10%まで減少しても、内部収益率は減圧法ケースで9.3%、熱水圧入法ケースで8.8%にとどまる。このように内部収益率の低下が抑えられるのは、発電燃料において、メタンハイドレート生産量の減少分をLNGで代替することを仮定しているためである。メタンハイドレート開発には地質条件や非在来型のガス開発技術による不確実性が多分に存在する。開発リスクを軽減する本プロジェクトによる導入は堅実な方法と考

Fig. 7 Change of IRR with reduction of total methane hydrate production (power output : 1000MW, operating life : 30 years)

えられる。

3.4 発電燃料にLNGのみを用いるケース

以上の試算では、メタンハイドレート生産ガスをなるべく発電燃料として使用したが、ここでは発電燃料をLNGのみとして、生産ガスは全量販売する場合を考えた。発電規模1000MW、発電操業年数20年の場合に、両生産手法において内部収益率10%程度（減圧法で10.4%、熱水圧入法で9.9%）を達成した。発電燃料にLNGのみを使用した方が、収益率向上に効果的といえる。これは販売ガス価格を35円/m³、投入LNG単価を約20円/m³としているためであり、収益率向上の程度は価格設定に左右されるため注意が必要である。

4. CO₂排出権取引下での石炭火力との競合分析

以上のように経済性と有用性が認められる本プロジェクトであるが、電力市場へ導入するには他火力発電に対する競争力が求められる。ここでは、将来導入が検討されているCO₂排出権取引下での石炭火力との競合関係を分析する。

4.1 競合分析における前提条件

(1) 発電プラントの前提

3.2節(2)の発電規模 1000MW、操業年数 30 年の設定において本プロジェクトと石炭火力発電を比較する。石炭火力発電の稼働率は本プロジェクトと同じく70%、建設単価は26万円/kW⁵⁾、運転維持費は3.2円/kWh⁵⁾、燃料費は2.97円/kWh⁵⁾とする。また、本プロジェクトと同様に石炭火力発電プラントは法廷償却年数15年で減価償却し、法人税率は30%とする。

(2) CO₂排出権取引

国内全体あるいは電気事業内において、CO₂排出権取引が導入された場合を想定する。発電所単位で設けられる排出枠は、経団連の環境自主行動計画に基づく電力業界における当面の目標排出原単位⁵⁾である0.419^{脚注7)}×0.8kg-CO₂/kWhに発電量を掛けた値とする。目標排出原単位をCE_{cap}(kg-CO₂/kWh)、年間発電量をEG(kWh/年)とすれば、単年度ごとに生じる本プロジェクトの排出枠からの削減量CO₂D_{ML}(kg-CO₂/年)は(5)式で求められる。(5)式において本プロジェクトの年間CO₂排出量は、メタンハイドレートまたはLNG消費量に、それぞれのCO₂排出原単位を掛けた値の和として設定されている。排出権取引額CO₂TR_{ML}(円/年)は(6)式により決まり、市場において売却できるものとする。なお、生産手法ケースによってメタンハイドレートまたはLNG消費量が変化するので、排出権取引額はケース別に異なる。

$$\text{CO}_2\text{D}_{\text{ML}}(t) = \text{EG} \times \text{CE}_{\text{cap}} - (\text{F}_{\text{MH}}(t) \times \text{C}_{\text{MH}} + \text{F}_{\text{LNG}}(t) \times \text{C}_{\text{LNG}}) \quad (5)$$

$\text{F}_{\text{MH}}(t)$: t年度のメタンハイドレートガス消費量(Mcal/年)

$\text{F}_{\text{LNG}}(t)$: t年度のLNG消費量(Mcal/年)

C_{MH} : メタンハイドレートのCO₂排出原単位

(0.214kg-CO₂/Mcal¹⁾)

脚注7) 電気事業者の1990年度平均排出原単位。

$CLNG$: LNG の CO_2 排出原単位 ($0.256\text{kg-CO}_2/\text{Mcal}^{13)}$)

$$CO_2TR_{ML}(t) = V_{ET} \times CO_2D_{ML}(t)/1000 \quad (6)$$

V_{ET} : 排出権取引単価 (円/ton- CO_2 , 期間内一定)

石炭火力発電の排出権取引額は、石炭火力発電の CO_2 排出原単位 C_{coal} ($0.833\text{kg-CO}_2/\text{kWh}^{51}$) をもとに算出する。石炭火力発電の CO_2 排出量が上記で設定した排出枠を超過するのは明らかであり、年単位の超過量 CO_2D_{coal} ($\text{kg-CO}_2/\text{年}$) は(7)式で、排出権取引額 CO_2TR_{coal} (円/年) は(8)式で求められる。石炭火力発電は、この取引額で市場において排出権を購入しなければならない。

$$CO_2D_{coal}(t) = EG \times (C_{coal} - CE_{cap}) \quad (7)$$

$$CO_2TR_{coal}(t) = V_{ET} \times CO_2D_{coal}(t)/1000 \quad (8)$$

4.2 分析結果

石炭火力発電と本プロジェクトにおける両生産手法ケースの排出権取引単価に伴う内部収益率の変化を Fig. 8 に示す。排出権取引単価 V_{ET} の上昇に従い、内部収益率は本プロジェクトでは両ケースともほぼ横ばいで推移するが、石炭火力発電は顕著に減少していく。その結果、本プロジェクトの両生産手法ケースともに排出権取引単価 $10,000\text{円/ton-CO}_2$ で石炭火力の内部収益率 9.2% を上回った。さらに上記と同様の前提において、3.4節のように発電燃料を全て LNG とするケースについて石炭火力発電と内部収益率の比較を行った。この場合、メタンハイドレートを発電燃料に含む場合より CO_2 削減量は減少するが、ガス販売価格が高額であるため収益率が高くなる可能性がある。Fig. 8 に示すように、減圧法で $8,000\text{円}$ 、熱水圧入法で $9,000\text{円}$ と若干低い排出権取引価格で石炭火力発電の内部収益率を上回った。しかしながら、現在の排出権取引単価は、ほぼ 500円/ton-CO_2 であり、イギリスにおける排出権オークション単価は $3,800\text{円/ton-CO}_2$ である⁶⁾。本プロジェクトが石炭火力より競争力を持つには、非常に高額な排出権取引単価が必要と言える。本プロジェクトの導入には、排出権取引の利用以外にも、国産資源確保のための税制優遇措置などをインセンティブにする必要がある。

Fig. 8 Comparison of IRR between MH/LNG hybrid type power generation project and coal fired power plant under the CO_2 emission trading system (power output : 1000MW , operating life : 30 years)

5. 結 言

本研究では、メタンハイドレート導入促進プロジェクトとして LNG とのハイブリッド型発電を提案し、数種のケース設定を置き経済性を評価した。その結果、本プロジェクトによるメタンハイドレート開発の導入には次の利点があることが確認できた。

- (1) 本プロジェクトは発電規模の拡大および発電期間の延長により経済性が向上し、現在の電力価格でも経済性を有する可能性がある。なお発電燃料を全て LNG とし、メタンハイドレート生産ガスを全て販売する方が現在の販売ガス価格 ($35\text{円}/\text{m}^3$) のもとでは経済性の面で有利である。
- (2) メタンハイドレート生産手法に熱水圧入法を用いる場合は、減圧法を用いる場合よりは若干経済性が劣る結果となった。ただ、本試算では熱水製造に生産ガスではなく発電廃熱を利用するので、メタンハイドレートガス開発を単独で行うシステム (文献1)) よりも熱効率が改善する。本プロジェクトの熱水圧入法ではガス生産単価及び CO_2 排出原単位ともに削減され、単独のガス生産システム (文献1)) における評価よりも減圧法に近い値となる。
- (3) メタンハイドレート生産量が予測量以下でも、LNG による代替により収益率の低下が抑制されることから、開発リスクを軽減できるといえる。

従って本プロジェクトによるメタンハイドレート開発の導入は、単独のガス生産プロジェクトより、堅実な方法であると考えられる。本プロジェクトの実験的導入により、開発結果を以降の技術開発に役立てることができることからも、本プロジェクトはメタンハイドレートのエネルギーシステムへの導入促進に有効になると考える。

ただし、電力市場において本プロジェクトを導入するには、他火力発電との競争力が求められる。 CO_2 排出権取引下において、石炭火力との競合に打ち勝つ排出権取引単価は、現在の単価と比較すると、非常に高額となった。本プロジェクトの導入には、排出権取引の利用以外にも国産資源確保のための税制優遇措置などをインセンティブにする必要がある。

文 献 : References

- 1) 河田裕子, 藤田和男, 増田昌敬, 松橋隆治, 日エネ誌, **82**, 197(2003): Kawata, Y., Fujita, K., Masuda, Y., and Matsushashi, R., *J. Jpn. Inst. Energy*, **82**, 197(2003)
- 2) 松橋隆治, 石谷久, 朴炳植, 電学論B, **112**(6), 531(1992): Matsushashi, R., Ishitani, H., and Paku, P., *IEEJ Transactions on Power and Energy*, **112**(6), 531(1992)
- 3) (財)日本エネルギー経済研究所 計量分析部編, 図解 エネルギー・経済データの読み方入門, ((財)省エネルギーセンター), p. 242(2001): The Energy Data and Modeling Center, The Institute of Energy Economics, Japan, Zukai Enerugii-Keizai de-ta no yomikata nyuumon (The Energy Conservation Center, Japan), p. 242(2001)
- 4) エネルギー・経済統計要覧2002, ((財)省エネルギーセンター), (2002): HANDBOOK of ENERGY & ECONOMIC

STATISTICS in JAPAN 2002, (The Energy Conservation Center, Japan), (2002)

- 5) 高橋広和, CO₂排出権取引制度と競争参入を考慮した発電設備投資の意思決定に関する研究 (東京大学修士論文), (2002) : Takahashi, H., A study on decision making to investment in power stations taking trading CO₂ emission

permit and market competition into consideration (University of Tokyo master's thesis), (2002)

- 6) 松橋隆治, 京都議定書と地球の再生, (NHK ブックス), (2002) : Matsuhashi, R., Kyoto Protocol and renaissance of the earth, (NHK Books), (2002)
-