

(平成 24 年 3 月 22 日修了予定)

Keywords: 二酸化炭素回収・貯留, 船舶輸送, パラメータ感度分析, コスト評価

Keywords: Parametric analysis, CCS, CO₂ shipping, Liquefaction, Cost evaluation

1. 序論

地球温暖化対策に対する技術として CCS (二酸化炭素回収・貯留) が有望視されている。CCS は、発電所や製鉄所などの CO₂ 大規模排出源にて、大気に放出される排出ガスから CO₂ を分離回収し、地下数百～数千 m 深くまで圧入することで、CO₂ を貯留層に封じ込める技術のことを言う。世界的に実証試験がされている中で、我が国における CCS の実現に向けた取り組みが世界的に見て遅れているように思われる。その理由として、我が国において陸上や沿岸付近にサイトの適地が少ないこと、社会的な受容を得ることが難しいことから言える。これらの課題を解決する手段として考えられているのが、船舶輸送方式による CCS である。

2. 研究目的

本研究の目的として、これまで考えられてきた船舶輸送方式による CCS で、未だ明確な説明がなされていない項目を、本研究で作成する概算コストツールを使用し、感度分析をすることで明らかにする。不明確な項目として、①輸送時における CO₂ 温度・圧量状態はどのあたりが良いか②船舶と隻数の最適な組み合わせはどれか③回収量を変えることでスケールメリットは生じるか。④海水温の違いで液化プラントの効率はこの程度変わるか、また数ある液化プラントの中で、冷却水温 (海水温)、CO₂ 回収量、LCO₂ 温度・圧力状態に応じた効率の良いプロセスは何か。以上の項目を、パラメータを設定することで、概算コストを出力できるようなツールを使い、感度分析を行うことで明らかにする。

3. 研究手法

3.1 コスト概算ツール概要

本研究において船舶輸送方式による CCS を次のような設計条件の下でモデル化し、コスト概算ツールを作成した。設計条件として①貯留サイトは日本近海に存在する(回収サイトから 1000km 未満)②回収サイトは発電所であり、回収レートは 500[ton/h]未満である。③港湾や土地についてはすでに確保されているものとする。④回収サイトと貯留サイトは 1 対 1 の関係にある。以上の設計条件から、7 つのパラメータ(回収量、圧入量、LCO₂ 温度(圧力)条件、隻数、積載量、距離、海水温度)を入力値とし、出力としてコスト、エネルギー消費量、その内訳等を出力する概算ツールを構築する。

3.2 研究手法

本研究は主に二つの作業を行う。一つ目はコスト概算ツールの作成である。コスト概算ツールを作成する上で、船舶輸送方式に関わる各パートにおいてパラメータとエネルギー消費量との関係性を構築する必要がある。本研究では陸上パート、輸送パート、貯留パートと三つに分け、パラメータとコストの関係性を明らかにする。二つ目に、概算ツールを使用してパラメータ感度分析を行うことで、本研究で設定した課題を明らかにすることである。本研究で設定したパラメータは 7 つである(Fig.1)。

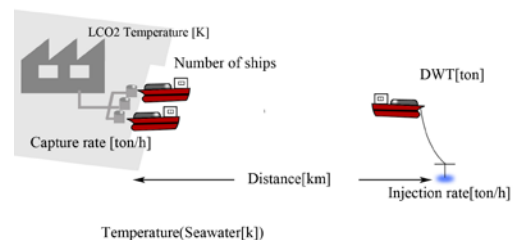


Fig. 1 Parameter of CO₂ shipping.

4. 各パートにおける設計

4.1 液化プラント

4.1.1 液化プラント設計手法

液化プラントでは、CO₂流量、LCO₂温度(圧力)条件、及び冷却水温度(海水温)の3つのパラメータを入力したときに、液化に必要なコストの算出及びエネルギー消費量の算出を行う。またCO₂の液化にはさまざまな方法があり、本研究では3つのプロセスフローを考えた(Fig.2)。まずプロセス1(Direct cooling model)として、分離・回収装置から得られた高濃度CO₂ガスを、目的とするLCO₂の圧力まで圧縮させ、冷却水と外部の冷凍機(アンモニア冷媒)を用いて、液化させる方法である。プロセス2(Expansion model)として、プロセス1の目的とするLCO₂の圧力まで圧縮させるところまでは同じだが、さらにCO₂の凝縮潜熱が小さくなる高圧力で、外部の冷凍機を用いて凝縮させ、断熱膨張させることで目的とするLCO₂圧力まで圧力低下させる。プロセス3(Non refrigerator model)としては、プロセス2とほぼ同じだが、外部の冷凍機を用いなくて、冷却水を使用することにより凝縮させる。これら3プロセスの中で、圧縮比が大きい個所には、さらにコンプレッサーを追加して検討することとした。

4.1.2 液化プラント設計条件

プロセス計算の条件として、回収された高濃度CO₂ガスの組成をCO₂とH₂Oのみとし、常温・常圧で気体として流入されるとする。また状態方程式に、Peng-Robinson式を用いる。さらにハイドレート化を防ぐため、CO₂の水分含有率を数十ppm程度まで減少させる必要があるため、本研究では、LNGの脱水プロセスで用いられるTEGを用いたDrying unitを設けることとする。Drying unitの設計にはAspentech社製のHYSYSを用いて行った。次に液化プラントのコスト計算条件として、プラントのメンテナンスコスト、保険、オペレーターコストを一律でキャピタルコストの5[%/年]とし、電気料金を10[¥/kWh]、燃料費を619[\$/ton]、土地代、冷却水代を0[¥]とした。また各機器コストについては、Aspentech社製のEconomic evaluation toolを参考にしながら、最小二乗法でコスト推算式を導き、算出した。Drying unitのコストはキャピタルコストと、ボイラーの燃料費、追加するTEGコスト及びポンプの電気代である。

4.1.3 液化プラント感度分析手法

各プロセスにおいて、設定すべきパラメータがいくつかある。そのパラメータは、CO₂サイクルと冷凍機サイクルにおける熱交換器出口及びコンプレッサー出口圧力、そして冷却水排水温度である。熱交換器出口温度に関しては、冷却側出口温度と被冷却側出口温度の差を5度と設定した。また冷却水排水温度は、発電所に関する環境影響評価から、海水温度+7度までとされている。それを考慮し、本研究では排水温度を海水温+7度と設定した。コンプレッサー出口圧力に関しては、50kPa程度の誤差範囲で、コストが最適になるような設定値を探索する。

4.1.4 液化プラント感度分析結果

各プロセスにおいて、感度分析を行った結果(Fig.3-5)から、我が国のような海水温度が季節によって変化するような環境であれば、Expansion modelが最適であることがわかった。また海水温度が10度低下上昇することにより、7%から十数%程度の効率向上が期待できることも判明した。

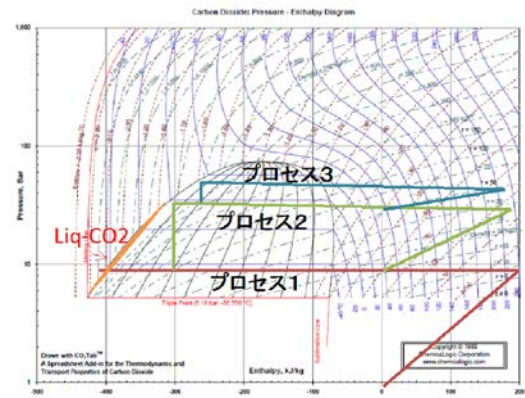


Fig.2 various process on mollier diagram^[1]

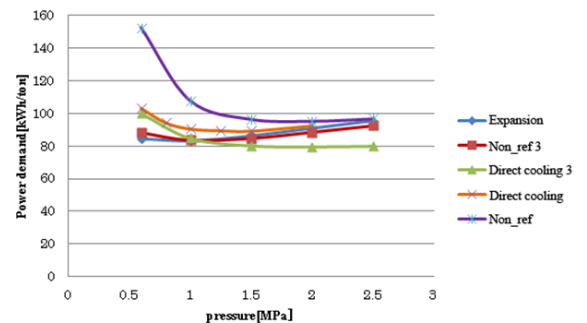


Fig.3 Power demand (seawater temp:278[K])

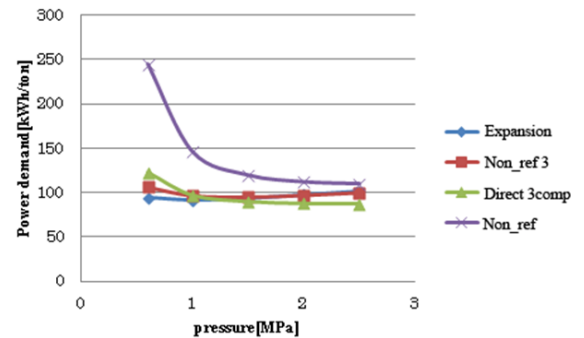


Fig.4 Power demand (seawater temp:288[K])

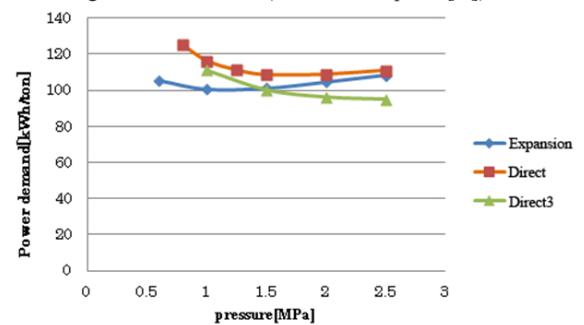


Fig.5 Power demand (seawater temp:298[K])

4.2 陸上タンク

陸上タンクは、LCO₂ を港付近で一時的に貯蔵しておくためのタンクである。LCO₂ の温度(圧力)状態、及び容積からコスト推算式を導き出す。タンクコストを導く手法として、まずコストが鋼材重量に比例すること、薄肉であること、圧力や温度を変えてもタンク材料を変えないという仮定をする。それらの仮定を踏まえて、①タンクコストは直径²×タンク厚に比例する。②内圧との力のつり合いから、タンク厚は内圧と直径に比例する、という二つの条件からタンク厚を消去すれば、タンクコストは圧力と体積と係数の積で表すことができる。ここで IEA^[2]のレポートより、0.7MPa,20000m³ のコストを参照することで、この係数を決定し、タンクコストの算出式を以下に導き出した。ここで、P[MPa]、V[m³]である。

$$C_{\text{tank}}[\text{¥}] = 171429P_{\text{LCO}_2}V_{\text{tank}} \quad (1)$$

なおタンクの容積は常用タンク容積+予備タンク容積とし、常用タンク容積は、スケジューリングにより適宜変動し、予備タンクに関しては回収流量×2日分とした。

4.3 船輸送パート

4.3.1 船舶輸送に関わるコストの算出

本研究で検討する船は、タンク容積が 3000[m³]、5000[m³]、7000[m³]、10000[m³]、30000[m³]、50000[m³]の船である。船舶輸送におけるコストに、船舶コストとメンテナンス及びオペレーションコスト、さらに運航時の燃料消費量がある。船舶コストは先行研究の CO₂ 船データ(IEA[2], CHIYODA[3], ozaki et al,[4], anthonyveder.[5])を参照し、最小二乗法によって求めた。またメンテナンス及びオペレーションコストに関しては、IEA^[2]の Capital charge を参考にし、船舶コスト×0.1102[¥/yr]とした。さらに燃料消費量は、排水量 W_{CO_2} [ton]の 2/3 乗、船速 V_{ship} [kt]の 3 乗に比例することを用い、近似式により算出する。ここで排水量については、べき乗で表せると仮定し、先行研究の CO₂ 船データ(IEA[2], CHIYODA[3], ozaki et al [4])を参照することで、未知数を最小二乗法で求めた。

$$C_{\text{fuel}}[\text{ton/day}] = \left(1.29 \times 10^{-5} W_{\text{CO}_2}^{0.4144} + 2.711 \times 10^{-7}\right)^{2/3} v_{\text{ship}}^3 \quad (2)$$

4.3.2 スケジューリング

本研究のスケジューリング手法としては、本研究で設定した制約条件を付与し、最終的にそれらの制約条件を通過する組み合わせの中で、経済的合理性のあるものを選び出すというものである。本研究で考える制約条件は、①船の積載量÷スケジュールの一周期×隻数が液化プラントで生み出される LCO₂ 流量以上。②一隻の船が港に停泊している時間×隻数がスケジュールの一周期を上回ってはならない③一隻あたりの貯留サイトに停泊する時間×隻数がスケジュールの一周期を上回ってはならない。④船速は 12kt 以上 20kt 以下であること。⑤沖合における待ち時間は 12h 以内とする(船速が 12kt 以下でも条件を満たせば可)

4.4 貯留パート

4.4.1 貯留パートにおけるプロセス

貯留パートにおけるプロセスは、船舶が貯留サイトに到着後 1 時間で圧入準備を行い、船上のタンクから LCO₂ を汲み上げ、熱交換器における海水で温め、-5 度まで昇温させる。さらにインジェクションポンプにて 10MPa(2°C)まで昇圧し、海底下へ貯留させる。圧入が完了次第、1 時間で帰港のための準備を行い、貯留サイトを出発する。

4.4.2 貯留パートにおける設計

貯留パートでは、圧入システムのコスト及びエネルギー消費量の算出を行う。圧入システムでは、ポンプにおける燃料消費量と船の定点保持による燃料消費量、また圧入時のオペレータ人件費がある。まずポンプの燃料消費量として、タンクから LCO₂ を汲みあげるためのポンプ、熱交換器流入前の昇圧(3MPa まで)ポンプ、海水汲みあげポンプ、インジェクションポンプの4つがある。また定点保持動力は、Werner Blendermann の式^[6]を使って求める。条件として、風速 20kt の風を船首から 20° の方向から受け続けていることとする。また圧入時にオペレータを配置する。1ターム(8時間)6人とし、一人当たり 8 百万円/yr とした。

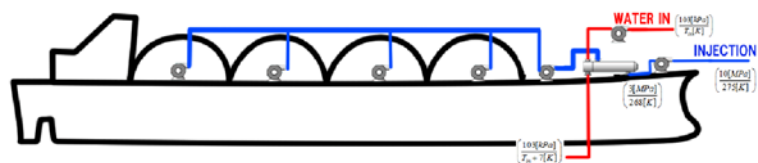


Fig.6 LCO₂ flow at offshore

5 結果とまとめ

以下にこれまでの結果と感度分析の結果を整理する。

【1】 液化プラントにおいて、海水温が低ければ低いほどエネルギー効率が上がる。海水温度が 10[K]下がるごとに、7~十数%程度の効率向上につながる。

【2】 液化プラントにおけるプロセスフローの違いにより、海水温と LCO₂ により適しているプロセスフローと適さないプロセスフローが存在することがわかった。我が国のような環境では、Expansion model が適している。

【3】 圧入時にかかる燃料費として、インジェクションポンプにおける燃料費が 7 割程度であることがわかった。しかし全体コストで見れば、数%程度であり影響がないことがわかった。

【4】 回収流量が増大するにつれ、スケールメリットが生じる(Fig.7)。また回収流量が 100ton/h の場合、等高線の密度が大きくなり、この領域では CO₂ton あたりのコストが距離に応じて大幅に上昇する。

【5】 距離と回収流量に応じて最適な船の大きさと隻数の組み合わせが存在する(Fig.8)。回収流量が 50ton/h の場合は、一隻もしくは 3000m³ の船が 2 隻必要だが、それ以上になると原点を中心に放射状に船の大きさと隻数の組み合わせが変化する。

【6】 LCO₂ の温度(圧力)条件の最適な設定値が存在する。LCO₂ の温度(圧力)条件は、トリプルポイント付近に設定した方が全体コストの低減につながるということがわかった。その理由として、一時貯蔵タンクのコストが、圧力の増加に比例して上昇するので、全体コストの大幅な上昇を招くからである。一方、液化におけるエネルギー消費量は、低い値である 1.5MPa 付近と、高い値である 0.6MPa 付近とを比べると、8%程度の差がある。また圧入時の動力に関しても、全体の数%程度なので、全体コストにあまり影響を及ぼさないことがわかった。

6 提言

本研究では、船舶輸送方式による CCS の概略コスト試算と、未だ明確にされなかった項目についての技術的な解釈を可能にさせた。ここで改めて船舶輸送方式における可能性について考える。RITE はこれまで我が国におけるパイプライン輸送コストの検討をしてきた^[7]。それによると、100Mton/yr 規模におけるパイプライン輸送コストと、本研究で検討したシステムにおける輸送コストとでは輸送距離が 100km 程度でコストが逆転する点がある。この結果からも、我が国における船舶輸送方式による CCS はコストの壁を超え、より実現可能性が高く、日本向けのシステムだと考えている。

参考文献

[1] chemicalogic <http://www.chemicalogic.com/co2tab/default.htm>

[2] IEA-GHG PH4-30 Ship Transport

[3] CHIYODA corporation(2011) Preliminary Feasibility Study on CO₂ Carrier for Ship-based CCS

[4] ozaki et al (2010) 船舶による CO₂ 輸送および海底下地層への圧入システムに関する技術調査とコスト概算業務報告書

[5] anthonyveder http://www.anthonyveder.com/media/files/documenten/pdf/CCAR_infosheet.pdf

[6] BLENDERMANN,W. (1996)Wind Loading of Ships

[7]高木正人[RITE](2007) 日本における地中貯留の経済評価と有効性

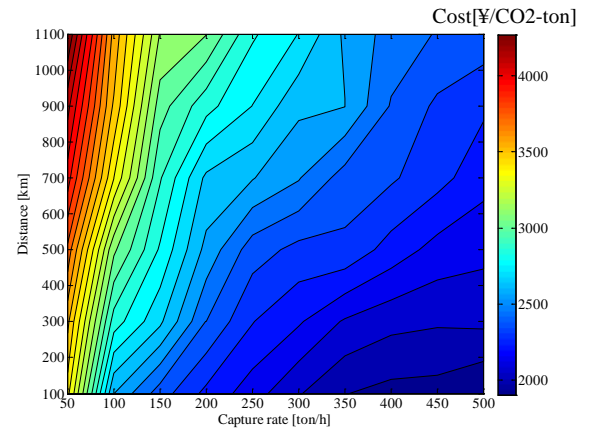


Fig.7 Total cost (distance vs capture rate)

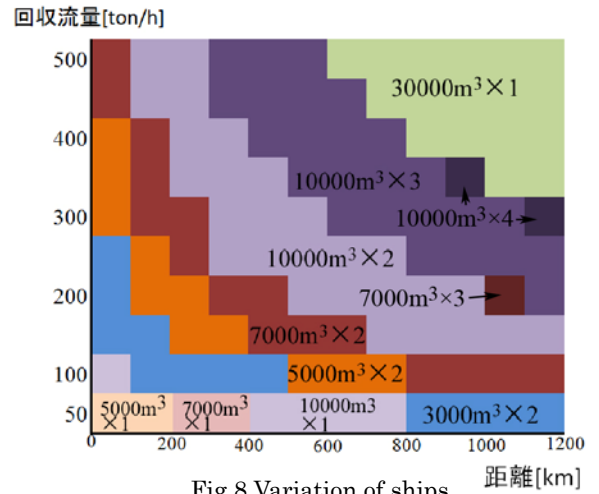


Fig.8 Variation of ships

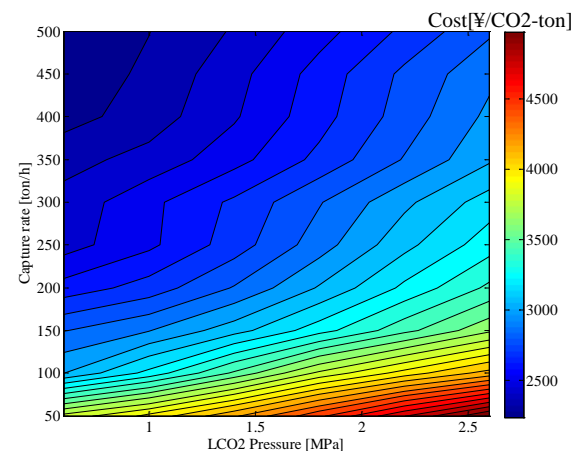


Fig.9 Total cost (LCO₂ pressure vs capture rate)