

国際水素エネルギーキャリアチェーンの経済性分析

Economic Analysis on International Hydrogen Energy Career Supply Chains

水野有智*・石本祐樹*・酒井奨*・坂田興*
Yuji Mizuno Yuki Ishimoto Susumu Sakai Ko Sakata

(原稿受付日 2016 年 12 月 16 日, 受理日 2017 年 4 月 20 日)

This paper presents a cost analysis on hydrogen energy carrier supply chains using three different hydrogen energy carriers, such as liquefied hydrogen, ammonia, and organic hydrides (Toluene and Methylcyclohexane). An international supply chain from a foreign country to Japan by ship is the target of this analysis. The authors calculated hydrogen supply cost per 1 normal cubic meter in 2030 and 2050. For 2030 case, the cost, capacity, and efficiency of each facilities, which includes technological advancement to 2030, are summed up. For 2050 case, cost, capacity, and efficiency of facilities are assumed in order to realize the targeted cost 20 JPY/Nm³. The authors set comparable conditions among the carriers, calculated material and energy balances, assumed facilities in three supply chains, and got CAPEX and OPEX of the supply chains. As a result, the authors got two findings. Firstly, among three supply chains, there is small supply cost difference in both 2030 and 2050. Secondly, by comparing the supply costs of each carrier in 2030 and that of 2050, the authors found essential points of research and development; liquefaction, storage and shipping for liquefied hydrogen, composition and decomposition for ammonia, and dehydrogenation for organic hydrides.

1. はじめに

水素は、利用時に二酸化炭素を排出しない燃料の 1 つであり、温暖化対策のために先進国を中心に導入が検討されているが、水素はこれまでエネルギー資源として大規模に利用された実績がないため、その利用のためには、製造、輸送、貯蔵等を行う水素エネルギーシステムを新たに構築する必要がある。2016 年に改訂された経済産業省の水素・燃料電池戦略ロードマップ¹⁾によると、2030 年頃から海外の未利用エネルギーを一次エネルギー源とする水素を、輸入エネルギー資源として本格的に利用開始することが記載されている。水素は常温常圧では体積エネルギー密度が低いため、効率的に輸送や貯蔵を行うためには圧縮や液化、有機・無機化合物の合成を行って何らかの形で体積エネルギー密度の大きい形態（水素エネルギーキャリア）に変換する必要がある、水素エネルギーシステムには複数の形がありうる。

エネルギー資源は経済性の観点を無視することができないため、水素を使った国際的なエネルギー供給を検討する上では水素の供給コストを評価する必要がある。日本において、大規模にこの種の研究を行ったのは、WE-NET²⁾であろう。この中では複数のエネルギーキャリアを使った国際的な水素供給のコスト分析が行われている。その他、川崎重工(株)は豪州の低品位炭から水素を製造し、日本に船

舶輸入する事業を想定した技術開発を行っており、その一環として液化水素を使った国際的な水素輸送のコストを分析している³⁾。米国 NREL(National Renewable Energy Laboratory)は、米国内において水素ステーションに水素を供給する際の供給コストを、水素の化石燃料改質などの複数の製造方法、圧縮、液化、パイプラインなどの複数の輸送方法で類型化して算出している⁴⁾。Yang⁵⁾らも、ステーションの地理的な配置、輸送距離、輸送量をパラメータとして配送コストを最小化する輸送形態を、圧縮水素、液化水素、パイプラインの中から検討している⁵⁾。有機化合物をキャリアとした水素輸送のコストは、Pradhan⁶⁾や Teichmann⁷⁾が検討をしている。特に Teichmann⁷⁾らは液化水素と有機化合物のコスト比較を行っている。

しかし、WE-NET は実施された年次が古く、直近の技術進展などを反映していない。NREL と Yang⁵⁾らは米国内の水素ステーション向けの陸上輸送を対象としており、その他のコスト検討では単独、あるいは 2 つのキャリアのみが対象となっている。

すなわち、国際的に水素を供給する仕組み（国際水素エネルギーキャリアチェーン）を検討する上では改めて複数キャリア間で統一の条件設定を行い、経済性分析を実施する必要がある。

そこで本報では、2016 年現在から将来に向けた技術の進展を考慮し、国際水素エネルギーキャリアチェーンの経済

* (一財) エネルギー総合工学研究所 プロジェクト試験研究部

〒105-0003 東京都港区西新橋 1-14-2 (新橋 SY ビル 8 階)

E-mail: y-mizuno@iae.or.jp

第 35 回エネルギー・資源学会研究発表会の内容をもとに作成されたものである。

性を、現在有望だと考えられている複数の水素エネルギーキャリア間で比較可能な形で計算し、分析する。

2. 本研究の分析手法

2.1 研究のアプローチ

本研究では、取り扱う水素エネルギーキャリアとして、現在日本国において有望だと考えられ¹⁾、研究開発が行われている液化水素(LH₂)、トルエン-メチルシクロヘキサン(Tol-MCH)、アンモニア(NH₃)の3種類のキャリアを使ったチェーンのコスト評価を行う。

現在、国際水素エネルギーキャリアチェーンは存在しないため、キャリア間で想定年代や輸送距離、チェーンの規模を揃えたうえで、既存の化学合成プラントなどの諸元を基にチェーンの中の製造、輸送などの各プロセスの設備を想定し、その集合としてチェーンを仮定する。想定年代は水素の本格的な普及が見込まれる2030年と2050年とし、技術進展を仮定する。この進展の仮定については、適宜設備メーカーなどにヒアリングを行うことにより妥当な水準を探る。これらを基にして、3キャリアチェーンの水素供給コストを算出し、相互に比較する。

2.2 分析手法

本研究では、コスト分析の対象範囲を、**図1**のように設定する。すなわち、水素の製造とキャリア製造地への輸送、および水素の利用は対象外とし、海外でのキャリアの製造、すなわちLH₂チェーンならば液化、NH₃チェーンならば窒素との化合、Tol-MCHチェーンならばトルエンへの水素添加を始点とし、キャリアから水素を分離、精製、加圧してパイプライン経由で需要先に届ける直前までを分析範囲とする。なお、NH₃チェーンについては、アンモニア合成に用いるN₂製造を、Tol-MCHチェーンについては、トルエンを日本から海外のキャリア製造地に持ち帰る復路のプロセスを含む。チェーンの各プロセスを構成する設備とその

規模は、需要側の年間水素需要量を設定し、その量の水素を安定的に供給可能であると見込める上流側を、既存の化学プラント設備などの諸元を元にエネルギー、マテリアルバランスを検討した後に決定する。

以上のように仮定した設備の投資額と、稼動に必要な光熱費、人件費、税金、管理費、諸費、修繕費、稼働年数経過後の撤去費用の総額を計算し、両者の和を年間水素供給量で割って水素1Nm³あたりの価格を得る。この水素価格をチェーンの水素供給コストとして算出する。設備の年間償却費は発電コスト検証ワーキンググループにおける発電コスト計算⁸⁾の考え方に基づいて計算する。設備の稼動に必要な人員の人件費は建設費の一定割合として毎年計上する。

3. 分析条件

3.1 キャリア間で共通の条件

分析における基準年を2013年と設定する。コスト分析の対象年は2030年と2050年とした。2030年の供給コストは技術進展によるコスト低下、効率向上を考慮して積み上げ算出した。2030年の技術進展が文献などで参照可能な場合はその値を、不可能な場合は現在の値または類似技術からの推定を行ってコストを算出した。2050年についてはCIF(Cost, Insurance, and Freight: 運賃・保険料込み条件)コスト20円/Nm³を実現するように、各種設備の規模、コスト、性能を設定した。この20円/Nm³というコスト目標は、2016年現在の天然ガス火力発電所と同レベルの発電コストを実現可能な水準として設定した。

年間水素需要量は、25億Nm³/yとする。これは、FCV220万台分、60万kW出力の水素火力発電所の年間水素需要量に相当する。本分析では分析範囲に需要先を含めないため、条件を揃えるために需要先が要求する水素の純度は一律に99.99%であるとし、国内に陸揚げ後、水素を取り出して必

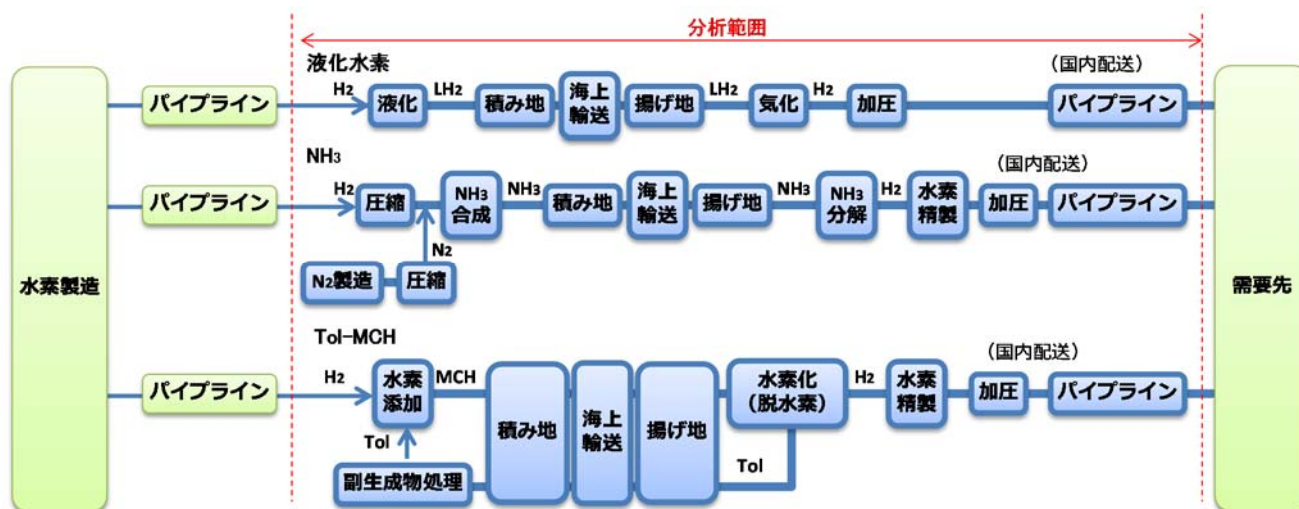


図1 本分析の分析範囲

要に応じてこの純度まで精製する。

各チェーン向けに製造される原料水素量は、各キャリア変換プロセスの収率を考慮し、チェーン出口の水素量が25億Nm³/yとなるように設定した。また、2050年ケースにおいては2030年ケースの原料水素コストの80%を仮定した。

設備利用率は90%とし、各プロセス設備の稼働年数は30年とした。

積地貯蔵容量は、タンカー1隻分と、余裕分として定格製造量の2日分を設定した。揚地貯蔵は上流側が稼働していない10%の期間も貯蔵するとして36日分を貯蔵容量とした。

輸送距離は10,000kmとする。輸送に用いる船舶は新規に建造すると仮定する。船舶のトン数、隻数はチェーンの規模、キャリアの種類に応じて決定する。

国内でのパイプライン輸送の距離は50km、加圧のための圧縮機の前単位は0.065kWh/Nm³とする。

地上設備では電力と、熱が必要な場合には天然ガス（都市ガス）を使用し、船舶用燃料としてはLH₂についてはボイルオフ水素を、それ以外のキャリアについてはC重油を使用する。電力、天然ガス、C重油価格については、海外と国内で同一価格を設定し、2011年の日本の卸売価格を用いた。

3.2 液化水素チェーンの設備構成

液化水素チェーンは、図1のように、水素の液化設備、積地貯蔵する液化水素タンクと液化水素の荷役設備、海上輸送のための液化水素タンカー、揚地の液化水素荷揚げ設備と貯蔵用の液化水素タンク、水素の気化器、パイプライン輸送用の圧縮機と国内配送用のパイプライン設備からなるとした。

水素は液化機にて液化温度以下に冷却され、液化水素タンクで一時貯蔵した後荷役設備を使ってタンカーに積載される。積地基地タンクにおけるボイルオフガスは圧縮された後、液化機に送られて再液化される。液化水素タンカーはボイルオフガスを燃料として動く想定する。したがって揚地での払出は復路分の液化水素をタンクに残す。揚地基地は荷役設備で液化水素を荷揚げ、一時貯蔵した後気化、圧縮機で加圧してパイプラインで需要地に輸送する。

LH₂チェーンの各プロセスの諸元は、2030年のものについては表1のように設定した。

2050年の各プロセスの諸元については表3のようにプロセス全体として個々の機器、設備の大型化と基数低減、効率の向上、設備のコストダウンを仮定した。また、揚地の貯蔵日数を25日と設定した。

3.3 アンモニアチェーンの設備構成

NH₃チェーンは図1のように、空気分離による窒素製造設備、NH₃合成設備とその前段の水素と窒素の圧縮機、積地のNH₃タンク、荷役設備、NH₃輸送船、揚地のNH₃タンクと荷役設備、NH₃分解器と水素精製設備、国内配送用のパイプライン設備とそのための圧縮機からなるとした。

NH₃は液化水素と同様にキャリアの形で輸送され、水素に戻されて需要先に供給される。液化水素と異なり、NH₃輸送船はC重油で動く。また、NH₃分解後に規定の純度まで水素を精製する。

NH₃チェーンの各プロセスの諸元は、2030年、50年共に表2のように設定した。NH₃は現在化学品原料としての国際供給チェーンが構築されているため、設備容量、効率向上の余地が小さいと考えて、2030年と50年はほぼ同一の設備を用いるとした。2050年ケースにおけるコストダウン

表1 LH₂チェーンの各プロセス諸元 (2030年)

プロセス	概要	エネルギータイプ	設備容量, 原単位 (25億Nm ³ /年)	主な設定根拠
液化	液化機で水素を液化, タンク及びタンカーへの移送, 積地貯蔵へのボイルオフガスの再液化電力を考慮	電力	設備容量 115t/日・基×7基 電力原単位 0.55kWh/Nm ³ -H ₂	規模・原単位は3)より100t/日の値を採用
貯蔵	液化水素を出荷までタンクにて貯蔵, タンカーへ払い出し荷役設備, 貯蔵タンク, 付帯設備等から構成	電力	貯蔵容量 64,000m ³ -LH ₂ /基×3基 タンカー1隻分+2日生産分 貯蔵容量 0.055kWh/Nm ³ -H ₂ 電力原単位 受入時蒸発率 1% 貯蔵時蒸発率 0.1%/日	2), 3) ヒアリングをベースに最大60,000m ³ の級円筒タンクを必要数運用 タンクは2/3乗則, ポンプ類は容量比例でコストを推定
国際輸送	液化水素をタンカーで輸送, 燃料はボイルオフガス利用を想定 (復路分を残し積地で払出)		容量 160,000m ³ -LH ₂ /隻×2隻 速度 29.6km/時 受入・払出日数 計2日 受入時気化率 1.3% ボイルオフ率 0.2%/日 払い出し気化率 1.25%	2), 3)をベースに, 自社新造船 (燃料を想定, ボイルオフガス, 復路分を残して揚地で払出)
貯蔵	液化水素を受入, タンクで貯蔵, 国内輸送・需要へ払出し荷役設備, 貯蔵タンク, 気化器, 付帯設備等から構成	電力	貯蔵容量 80,000m ³ -LH ₂ /基×4基 発電所使用量の36日分相当 電力原単位 0.017kWh/Nm ³ -H ₂	2), 3), ヒアリングをベースに最大80,000m ³ 級の球形タンクを必要数運用
国内輸送	圧縮機で昇圧した水素を発電所へパイプラインで輸送 (50km)	電力	入口圧 3.1MPaA 出口圧 1.1MPaA 原単位 0.065 kWh/Nm ³ -H ₂	(文献値から大きな進展はないと想定) 9), 10), 11)

は、文献を参考に NH₃ 合成設備の設備費を低減し、キャリア製造地の天然ガス価格を半減することで 2030 年からコスト低減した。また、NH₃ 分解装置の設備コストを 10%削減し、排熱回収装置を取り付けて天然ガス消費量を半減すると仮定した。

3.4 トルエン-メチルシクロヘキサンチェーンの設備構成

Tol-MCH チェーンはトルエンへの水素添加設備、積地の一時貯蔵設備と荷役設備、海上輸送用のケミカルタンカー、揚地の一時貯蔵設備と荷役設備、MCH の脱水素設備と脱水素した水素の精製設備、国内配送用のパイプラインと送出

表 2 LH₂ チェーンの各プロセス諸元 (2050 年)

プロセス	概要	ユーティリティ	設備容量, 原単位 (25億Nm ³ /年)	主な設定根拠
液化	液化機で水素を液化, タンク及びタンカーへの移送, 積地貯蔵へのボイルオフガスの再液化電力を考慮	電力	設備容量 270t/日・基×3基 電力原単位 0.54kWh/Nm ³ -H ₂	規模・原単位は3)より 100 t/日の値を採用
貯蔵	液化水素を出荷までタンクにて貯蔵, タンカーへ払い出し荷役設備, 貯蔵タンク, 付帯設備等から構成	電力	貯蔵容量 191,200m ³ -LH ₂ /基×1基 貯蔵容量 タンカー1隻分+2日生産分 電力原単位 0.055kWh/Nm ³ -H ₂ 受入時蒸発率 1% 貯蔵時蒸発率 0.1%/日	2), 3) ヒアリングをベースに最大 200,000m ³ の級円筒タンクを必要数運用 タンクは2/3乗則, ポンプ類は容量比例でコストを推定
国際輸送	液化水素をタンカーで輸送, 燃料はボイルオフガス利用を想定 (復路分を残し積地で払出)		容量 160,000m ³ -LH ₂ /隻×2隻 速度 29.6km/時 受入・払出日数 計2日 受入時気化率 1.3% ボイルオフ率 0.2%/日 払い出し気化率 1.25%	2), 3)をベースに, 自社新造船 (燃料を想定, ボイルオフガス, 復路分を残して揚地で払出)
貯蔵	液化水素を受入, タンクで貯蔵, 国内輸送・需要へ払い出し荷役設備, 貯蔵タンク, 気化器, 付帯設備等から構成	電力	貯蔵容量 222,500m ³ -LH ₂ /基×1基 発電所使用量の25日分相当 電力原単位 0.017kWh/Nm ³ -H ₂	2), 3), ヒアリングをベースに最大 200,000m ³ 級の球形タンクを必要数運用
国内輸送	圧縮機で昇圧した水素を発電所へパイプラインで輸送 (50km)	電力	入口圧 3.1MPaA 出口圧 1.1MPaA 原単位 0.065 kWh/Nm ³ -H ₂	(文献値から大きな進展はないと想定) 9), 10), 11)

表 3 NH₃ チェーンの各プロセス諸元 (2030, 2050 年)

プロセス	概要	ユーティリティ	設備容量, 原単位 (25億Nm ³ /年)	主な設定根拠
NH ₃ 合成	H ₂ とN ₂ からNH ₃ 製造 液化含む	電力 熱源 (天然ガス)	N ₂ 製造 155.28 万Nm ³ /日 × 2 系列 N ₂ 製造動力 0.38 kWh/Nm ³ -N ₂ NH ₃ 製造量 4,581t/日 N ₂ 圧縮動力 52.0 kWh/t-NH ₃ H ₂ 圧縮動力 325.5 kWh/t-NH ₃ 設備容量 1,600 t/日 × 3 系列 反応率 97% 電力原単位 471kWh/t-NH ₃ 熱原単位 3.8 GJ/t-NH ₃	2030,50年を想定したスケールアップ分析 N ₂ 製造緒元 13), 14) NH ₃ 製造緒元 15), 16) 製造電力 NH ₃ 冷凍, 循環コンプレッサー, コンプレッサー動力の回収を考慮 必要熱量 原料と循環ガスの加温 熱回収 ボイラー給水とパージガス燃焼 (左値は不足分)
貯蔵	NH ₃ を出荷まで貯蔵 タンカーへ払い出し	電力	NH ₃ 貯蔵タンク 56,700m ³ ×1基 NH ₃ 貯蔵量 2日分+1輸送分 送液ポンプ動力 0.42 kWh/t-NH ₃ BOGコンプレッサー動力 0.41 kWh/t-NH ₃	2030,50年を想定したスケールアップ分析 タンク余裕度 約10% コスト緒元 15), 17) BOG LNGから推算
国際輸送	タンカーでNH ₃ を輸送 (10,000km)	C重油	容量 38,000m ³ ×6隻 速度 31.5 km/時 受入・払出日数 各2日	2030,50年を想定したスケールアップ分析 自社新造船 (C重油燃料) コスト緒元 18)
貯蔵	NH ₃ 受入 タンクで貯蔵 脱水素プラントへ払い出し	電力	NH ₃ 貯蔵タンク 81,100m ³ ×4基 NH ₃ 貯蔵量 36日分+1輸送分 送液ポンプ動力 0.42 kWh/t-NH ₃ BOGコンプレッサー動力 2.35 kWh/t-NH ₃	2030,50年を想定したスケールアップ分析 タンク余裕度 約10% コスト緒元 15), 16) BOG LNGから推算
NH ₃ 分解	NH ₃ を分解 水素を生成 精製設備でH ₂ を 高純度化	電力 熱源 (天然ガス)	NH ₃ 分解量 4,581t/日 設備容量 2,400t/日 × 2 系統 分解率 99% 熱原単位 3.91GJ/t-NH ₃ 排熱回収装置 なし (2030), あり (2050) PSA水素回収率 85% 年間H ₂ 精製量 25億Nm ³ /年 PSA原単位 0.135 kWh/Nm ³ -H ₂	2030,50年を想定したスケールアップ分析 コスト緒元 13), 16) 必要熱量 反応熱と原料加温 熱回収 パージガス燃焼と余剰加温熱
国内輸送	水素を圧縮機で昇圧 発電所へパイプライン輸 送 (50km)	電力	入口圧 3.1MPaA 出口圧 1.1MPaA 原単位 0.065 kWh/Nm ³ -H ₂	(文献値から大きな進展はないと想定) 9), 10), 11)

表 4 Tol-MCH チェーンの各プロセス諸元 (2030 年, 2050 年)

プロセス	概要	ユーティリティ	設備容量, 原単位 (25億Nm ³ /年)	主な設定根拠
水素添加	Tol + H ₂ → MCH	電力 熱源 (天然ガス)	MCH製造量 1.272万t/日 設備容量(2030年) 3,348t/日×4系統 設備容量(2050年) 7,001t/日×2系統 収率(転化率) 99%以上 製造電力原単位 93.3 kWh/t-MCH 副生成物処理 0.42 kWh/t-Tol 熱原単位 41.4 MJ/t-MCH 年間Tol補充量 9.56 万t/年	2030, 50年を想定したスケールアップ分析 製造緒元 19) 副生成物処理 液相吸着カラム法 必要熱量 原料の加熱 熱回収 パージガス回収を考慮 (左値は不足分) コスト緒元 15)
貯蔵	MCHを出荷まで貯蔵 タンカーへ 払出し Tol受入	電力	MCH貯蔵タンク 69,000m ³ ×2 基 MCH 貯蔵量 2日分+1輸送分 Tol貯蔵タンク 95,000m ³ ×1 基 Tol貯蔵量 1輸送分 電力原単位 0.83kWh/t-MCH	2030, 50年を想定したスケールアップ分析 タンク余裕度 約10% コスト緒元 15)
国際 輸送	タンカーでMCHを輸送 (10,000km)	C重油	容量 91,000m ³ ×8 隻 速度 27.8km/時 受入・払出日数 各4日	2030, 50年を想定したスケールアップ分析 自社新造船 (C重油燃料) コスト緒元 18)
貯蔵	MCH受入 脱水素プラントへ払出し Tolは空のタンカーへ 払出し	電力	MCH貯蔵タンク 94,000m ³ ×8 基 MCH 貯蔵量 36日分+1輸送分 Tol貯蔵タンク 98,000m ³ ×1 基 Tol貯蔵量 1輸送分 電力原単位 0.83 kWh/t-MCH	2030, 50年を想定したスケールアップ分析 タンク余裕度 約10% コスト緒元 15)
脱水素	MCH → Tol + H ₂ 精製設備でH ₂ を高純度化	電力 熱源 (天然ガス)	Tol回収量 1.191 万t/日 設備容量 6,544t/日×2系統 収率(転化率) 98%以上 電力原単位 30kWh/t-Tol 熱原単位 2.44GJ/t-Tol 排熱回収装置 なし(2030) あり(2050) PSA水素回収率 90% 年間H ₂ 精製量 25億Nm ³ /年 PSA原単位 0.095kWh/Nm ³ -H ₂	2030, 50年を想定したスケールアップ分析 脱水素緒元 19) 必要熱量 脱水素反応熱 熱回収 MCH蒸発潜熱 パージガス回収を考慮 PSAコスト緒元 16)
国内 輸送	水素を圧縮機で昇圧 発電所へパイプライン 輸送 (50km)	電力	入口圧 3.1MPaA 出口圧 1.1MPaA 原単位 0.065 kWh/Nm ³ -H ₂	(文献値から大きな進展はないと想定) 9), 10), 11)

用の圧縮機からなるとした。

Tol-MCH チェーンが LH₂, NH₃ チェーンと異なる部分は海上輸送の復路である。ここではケミカルタンカーに脱水素後のトルエンを積み、積地に持って帰る。このシステムを切れ目なく運用するためには積地と揚地に一定量のトルエンと MCH の初期装荷が必要になるが、その適切な量については本分析の対象外とする。

Tol-MCH チェーンの 2030 年, 2050 年の各プロセスの諸元を表 4 のように設定した。

2050 年ケースにおけるコストダウンは、水素添加装置の容量を 2 倍にして基数を 1/2 にし、水素製造地の天然ガス価格を半減した。また、脱水素装置のコストダウン、排熱回収装置の取り付けによる天然ガス消費量の半減により、設備費と変動費の両面からコストダウンを想定した。

4. 計算結果

4.1 2030 年ケース

2030 年を想定した水素供給コストの計算結果を図 2 に示す。各キャリアのコストを表す棒グラフ上にそれぞれ 2 本示した横棒は、感度分析結果である供給トータルコストの±20%増減幅を表す。原料水素価格の違いは、前述の通りプロセスの収率の違いが反映されている。また、原料水素、キャリア合成、積地、海上輸送コストの和が CIF コストで

ある。

CIF コストの場合、CIF の段階では NH₃ と Tol-MCH についてはまだキャリアの形態であり、気化させるだけで水素が得られる LH₂ と単純比較はできないが、Tol-MCH チェーンと LH₂, NH₃ チェーンのコスト差が大きくなる。これは Tol-MCH チェーンは脱水素コストが高く、LH₂, NH₃ チェーンはキャリア合成コストが高いためである。

本分析で計算した水素供給のトータルコストを比較すると、Tol-MCH チェーンのコストが最も安く、LH₂ チェーンのコストが最も高い。ただし、3 キャリアのコストを 20% 増減させた幅はキャリア間で大部分が重複しており、コス

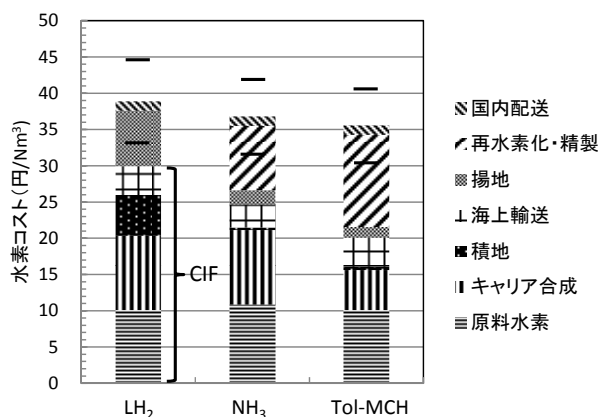


図 2 2030 年ケースの水素供給コスト

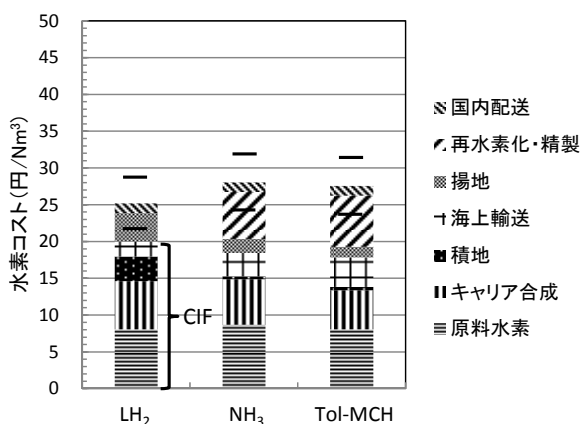


図 3 2050 年ケースの水素供給コスト

ト差は小さいといえる。

4.2 2050 年ケース

図 3 に CIF コスト 20 円/Nm³ を目指して各プロセス諸元を設定して計算した水素の供給コストを示す。CIF コストを比較すると、NH₃、Tol-MCH のトータルコストの中で比較的大きな割合を占める脱水素プロセスが CIF コストに含まれないため、Tol-MCH チェーンが最も低く、LH₂ チェーンが最も高価となる。

トータルコストを比較すると、3 キャリアとも 30 円を切っており、中でも特に大幅な技術進展を見込んだ LH₂ がトータルコストでは最も安くなっている。ただし、2030 年ケース同様トータルコストの 20% 増減幅は大きく重なっている。

5. 考察

他の研究グループによる国際水素エネルギーキャリアチェーンの水素供給コストと比較すると、図 2 から分かるように 3 チェーンとも、川崎重工業(株)が取り組んでいる豪州褐炭を原料とする液化水素供給チェーン³⁾における 2030 年の目標 CIF コスト 30 円/Nm³ に近い値となっている。

ただし、本分析結果は様々な仮定のもとに計算された値であり、大きな不確定性を含んでいると考えられる。その理由としては以下のものが挙げられる。

- エネルギーキャリア間、同一キャリア内でもプロセスによって現在の技術成熟度が異なる。
- 特に 2050 年についてはコスト目標の充足のために大胆なコストダウンや容量、性能の向上を見込んでいる。
- エネルギーの価格は様々な要因により大きく変化する可能性がある。

図 4 に示すように 2030 年ケースと 2050 年ケースを比較して、各キャリアに求められる技術開発の方向性を考えると、LH₂ は極低温物質を製造、取り扱う必要があるため、キャリア製造、貯蔵のコストが高価であるため、製造、積地揚地、海上輸送の各プロセスにおいて、技術開発による効率

向上、設備コストダウン、容量増大などが求められることが分かる。NH₃ の場合はハーバーボッシュ法より原単位の小さな合成技術や既存の小型アンモニア分解装置の大型化、既存の設備の規模を踏襲している貯蔵、輸送設備の大型化が必要である。Tol-MCH の場合は特に脱水素プロセスの触媒改良などによる反応温度の低温化と廃熱利用による効率化、現在はケミカルタンカーの規模を想定している輸送船を、現在の原油タンカー級に大型化すること等が挙げられる。また、全キャリアに共通する課題として、原料水素価格の低減が挙げられる。これは 2030 年ケースから 2050 年で 20% の価格低下を仮定しているが、水素製造の効率向上や安価な未利用再生可能エネルギーなどの一次エネルギー源の検討が必要となる。

6. 結論

本研究では、海外で製造した水素を液化水素、アンモニア、トルエン-メチルシクロヘキサンの 3 種類のエネルギーキャリアの形で日本に輸入する際の水素供給コストを、既存の文献や関係事業者へのヒアリング結果などを根拠に積み上げ計算し、その比較分析を行った。結果として、3 種類のエネルギーキャリア間の供給コストの差は大きくないということが判明した。また、2030 年と 50 年という 2 つの年代を想定した供給コストをキャリア毎に比較することで、各キャリアで異なる技術開発の方向性を明らかにすることができた。

今後の課題として、より具体的な地域を想定して供給コスト評価のケーススタディを行うこと、今回除外した水素製造、利用プロセスも含めた総合的な分析を行うこと等が挙げられる。

謝辞

本研究の成果は、(国研)新エネルギー・産業技術総合開発機構の委託業務「水素利用等先端研究開発事業/エネルギーキャリアシステム調査・研究/エネルギーキャリアシステムの経済性評価と特性解析」の結果得られたものです。関係者に御礼申し上げます。

参考文献

- 1) 水素・燃料電池戦略協議会、水素・燃料電池戦略ロードマップ ～水素社会の実現に向けた取組の加速～ [改訂版]、
<http://www.meti.go.jp/press/2015/03/20160322009/20160322009-c.pdf>. (アクセス日 2016.11.21)
- 2) 電源開発(株) (NEDO 技術開発機構委託) ; 平成 6 年度報告書、WE-NET サブタスク 3 全体システム概念設計 NEDO-WE-NET-9431, (1995).

- 3) 川崎重工業(株) (NEDO 技術開発機構委託) ; 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, (2012).
- 4) D. R. Simbeck, and E. Chang; Hydrogen Supply: Cost Estimate for Hydrogen Pathways – Scoping Analysis, NREL/SR-540-32525, National Renewable Energy Laboratory, USA (2002).
- 5) C. Yang, and J. Ogden; Determining the lowest-cost hydrogen delivery mode, International Journal of Hydrogen Energy, 32 (2007), 268-286.
- 6) A. U. Pradhan, A. Shukla, J. V. Pande, S. Karmarkar, and R.B. Biniwale; A feasibility analysis of hydrogen delivery system using liquid organic hydrides, International Journal of Hydrogen Energy, 36 (2011), 680-688.
- 7) D. Teichmann, W. Arlt, P. Wasserscheid; Liquid Organic Hydrogen Carriers as an efficient vector for the transport and storage of renewable energy, International Journal of Hydrogen Energy, 37 (2012), 18118-18132.
- 8) 発電コスト検証ワーキンググループ; 長期エネルギー需給見通し小委員会に対する発電コスト等の検証に関する報告,
http://www.enecho.meti.go.jp/committee/council/basic_poli
[cy_subcommittee/mitoshi/cost_wg/pdf/cost_wg_01.pdf](http://www.enecho.meti.go.jp/committee/mitoshi/cost_wg/pdf/cost_wg_01.pdf) (アクセス日 2016.11.22)
- 9) 高压導管指針, 日本ガス協会, (2006).
- 10) 大橋一彦; 21世紀の主角・水素ガスのパイプライン輸送の経済性について, 配管技術, (2000).
- 11) JFE エンジニアリング(株) (経済産業省委託) ; 平成24年度水素ネットワーク構築導管保安技術調査(水素導管圧力解析調査) 調査報告書, (2013).
- 12) 電源開発(株) (NEDO 技術開発機構委託) ; 平成9年度報告書, WE-NET サブタスク3 全体システム概念設計 NEDO-WE-NET-9631, (1997).
- 13) ガス分離・精製技術, 東レリサーチセンター調査研究部編, (2007).
- 14) 斎藤 義己; 化学装置コストハンドブック, (2000).
- 15) 石油産業活性化センター; 水素社会における水素供給者のビジネスモデルと石油産業の位置付けに関する調査報告書, (2003).
- 16) DME ハンドブック, (2007), 日本DMEフォーラム編.
- 17) 海運, (2012), 日本海運集会所.
- 18) 内外化学品資料, (2012), シーエムシー出版.
- 19) 嘉藤徹; 再生可能エネルギーからの水素製造の可能性, 日本エネルギー学会誌, 94 (2015), 1, 7-18.

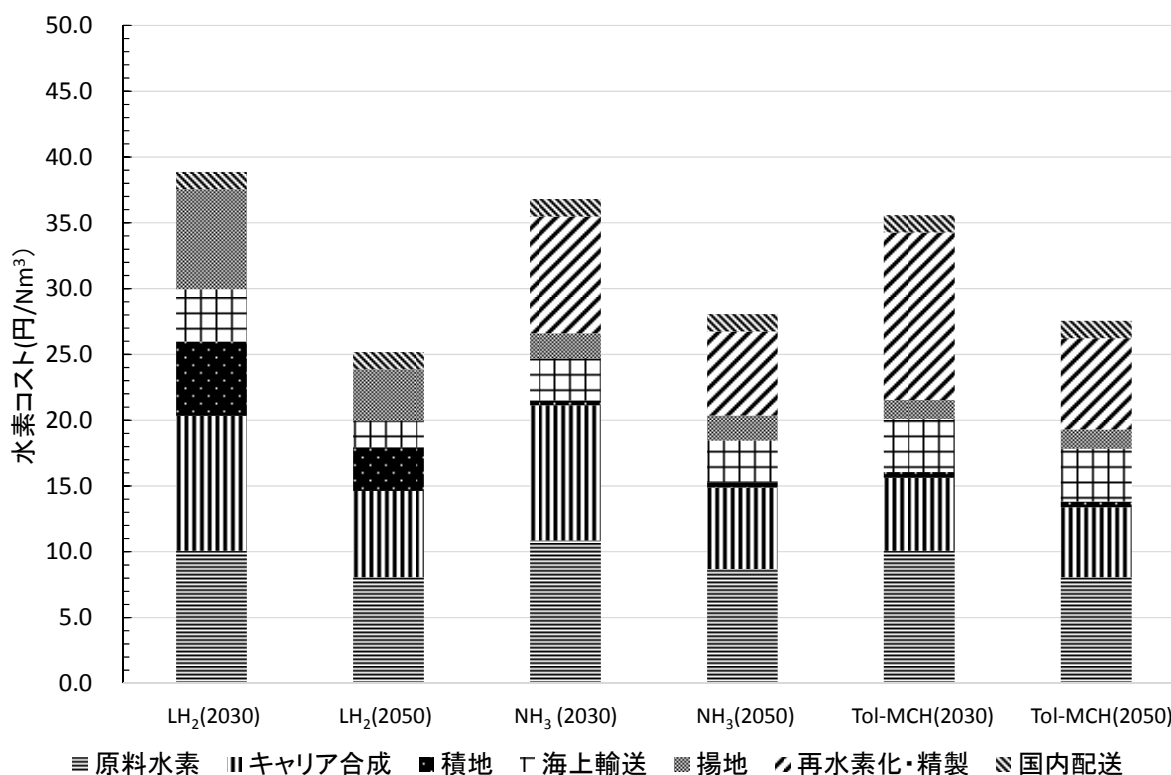


図 4 各キャリア 2030 年と 2050 年のコスト比較