

石油精製における水素を含む自動車用燃料生産の経済性分析

Analysis on Hydrogen Economics Focusing on Automobile Fuel Production in Oil Refinery

川上 恭章 *・平井 晴己 *
Yasuaki Kawakami Harumi Hirai

This paper presents an analysis on hydrogen economics focusing on automobile fuel production in oil refinery in Japan. Hydrogen is promising automobile fuel and oil refining industry would take a big role in producing, distributing and retailing it because the industry has constructed the supply chain of automobile fuel like gasoline and diesel oil in the past. The production of hydrogen for retail will much affect the operation of refining equipments because oil refinery produces and consumes huge amount of hydrogen in the operation. In this analysis the authors developed linear programming model expressing detailed oil refining process and analyzed the optimal hydrogen production amount for retailing and its marginal production cost. Through the analysis, it was found that retailing hydrogen amount is determined in the operational balance between reforming unit, cracking unit and hydrogen production unit. The upper limit of the production for retailing was estimated around 12 billion Nm³ a year.

Keywords : Hydrogen, Petroleum Refining, Automobile Fuel, Linear Programming

1. 背景と目的

1.1 背景

2014年12月に燃料電池自動車(FCV)の市場投入が開始され、水素のエネルギー利用が本格的に始まった。同年6月に発表された水素・燃料電池戦略協議会「水素・燃料電池戦略ロードマップ」は、FCVに関する目標として、2020年頃に水素価格をハイブリッド車の燃料代と同等以下とすること、2025年頃に車両価格を同車格のハイブリッド車と同等とすることを掲げている。

今後、国内でのFCVの普及を進めていく場合、「どこでも、いつでも、安定的な水素の供給が可能」ということが重要となる。このためには、これまで自動車用燃料(ガソリン・軽油)の供給を担ってきた日本の石油業界(石油精製)が、水素供給においても依然として大きな役割を担うものと期待される¹⁾。

1.2 目的

製油所では、水素は接触改質装置(RF)や、LPGやナフサを原料とする水素製造装置(HU)で生産され、水素化脱硫や水素化分解等の各種装置に投入・消費されており、製油所全体として水素の需給がバランスしている。今後、FCV用水素の供給源として製油所の水素が大量に利用されるよう

になった場合、ガソリンや軽油と並んで、水素をどの程度の価格で、どれだけの量を出荷するのが最適であるかを明らかにすることが重要な課題となる。おそらく、FCV用水素の生産量は製油所内の自家消費やガソリン基材・石油化学原料(BTX)の生産量等とのバランスの中で決定されることが予想される。

本研究では、水素の外販を考慮した製油所LP(Linear Programming, 線形計画法)モデルを用いて、分解装置等の2次設備能力や稼働水準、あるいは各石油製品の生産量の制約条件等を前提として、最適なFCV用水素の生産量を求める。さらには、それに対応するシャドウプライス(潜在価格)・限界生産費用分析を利用した最適出荷価格の水準を検討することを目的とする。加えて、FCV用水素の生産量の増加がガソリン生産量の代替という形で進んだ場合の各装置の稼働状況や処理原油の重質化によるFCV用水素の生産量変化等の感度分析も併せて実施する。

2. 検討方法と前提条件

2.1 検討方法

FCV用水素の製油所での生産は、2020~2030年頃の日本を念頭に検討を行う。

製油所LPモデルの概要は次の通りである。

① 製油所LPモデル: 1国1製油所, 最適化(利益最大)

*一般財団法人 日本エネルギー経済研究所 計量分析ユニット
〒104-0054 東京都中央区勝どき 1-13-1 イヌイビル・カチドキ
E-mail : yasuaki.kawakami@edmc.ieej.or.jp

- ② 目的関数=Σ((出荷価格)×(製品出荷量))-Σ((原油処理量)×(受入原油価格)+(原料購入量)×(購入価格))-Σ(各装置の触媒・薬品代他)
- ③ モデルの規模: 変数約1,000個, 制約式約930本

2.2 前提条件

(1) 主要装置構成

- ① 蒸留系: 常圧蒸留, 減圧蒸留
- ② 脱硫系: ナフサ・ガソリン脱硫, 灯軽油脱硫,
重油直接(間接)脱硫
- ③ 分解系: 水素化分解, 熱分解, 接触分解(RFCCを含む)
- ④ 改質系: 接触改質, アルキレーション, 異性化, ETBE

(2) 処理原油及び原料購入

- ① 処理原油: 中東系(軽質, 中質, 重質), 南方系,
コンデンセート(処理原油の5%を上限)
- ② 原料購入: ETBE, エタノール(ETBE製造用原料)

(3) 主な石油製品

- ① ガソリン(プレミアム: RON98, レギュラー: RON90)
- ② ナフサ, LPG, BTX(ベンゼン, トルエン, キシレン)
- ③ 石化用プロピレン
- ④ ジェット燃料(ボンド輸出を含む), 灯油
- ⑤ 軽油(硫黄10ppm), A重油
- ⑥ 低硫黄(LS)重油, 中硫黄(MS)重油
- ⑦ 高硫黄(HS)重油, バンカー, アスファルト, コークス

(4) 価格

原油価格の水準はWTI\$100/bbl, 為替を100円/\$とする。

- ① 原油価格: 製油所受入原油価格(C&F)
- ② 製品価格: 製油所出荷価格(MOPS+フレート)
- (5) 石油製品の品質・規格

現時点と同様とするが, ガソリンへのバイオ燃料(ETBE)の混合比率は7%(エタノール3%相当)とする。

(6) 水素の生産と消費

図1に水素の生産・消費(外販を含む)バランス及びガソリン基材(BTX)の生産フローを示した。FCV用水素は精製工程により純度を上げて集荷する。

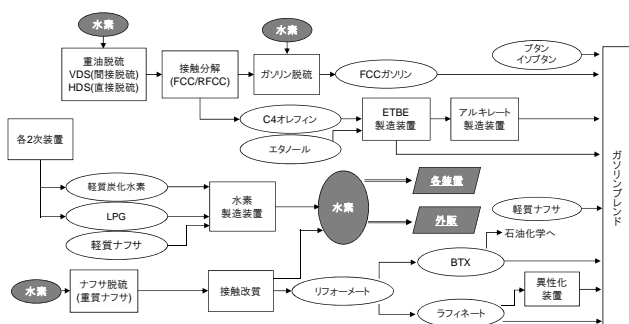


図1 LPモデルでの水素・ガソリン基材バランス

(7) 石油製品の生産量(出荷量)

石油製品の需要量は, 表1に示す通り, 文献²⁾等を参考

に筆者らが推計した。この需要量に基づいて, ガソリン及び中間留分(ジェット燃料, 灯軽油, A重油)の生産量(国内向け出荷量+輸出量)の上限を設定した。LPGやナフサ及びボトム製品(HSC重油, バンカー重油, アスファルト, コークス)等は, バランス見合いで生産させた。

表1 石油製品需要の想定

(単位:万kl)

製品	2010年度	2014年度	BASE ケース (本検討)
ガソリン	5,816	5,298	4,991
ナフサ	4,670	4,392	3,830
ジェット燃料	1,409	1,537	1,248
灯油	2,035	1,666	1,567
軽油	3,289	3,358	3,109
A重油	1,543	1,236	1,052
C重油(電力除く)	1,117	815	441
燃料油計	19,879	18,302	16,238
中間留分得率	42%	43%	43%

(注)実績は文献³⁾による。ジェット燃料はボンド生産含む。

(8) 石油精製設備能力

製油所の主な設備能力を表2に示す。本検討(BASEケース)では, エネルギー供給構造高度化法による第1段階(2014年3月)及び第2段階(2018年3月)の能力削減が終了した時点を想定した。なお, 水素製造装置(HU)の能力は利用可能なデータが少なく136億Nm³/年と仮定した。

表2 石油精製設備能力の想定

(単位:千バレル/日)

設備名	能力		
	2010.3	2015.3	本検討
常圧蒸留	4,616	3,947	3,400
減圧蒸留	1,783	1,591	1,450
接触改質(RF)	867	815	700
接触分解(FCC)	1,038	958	900
重油分解	207	252	250
灯軽油脱硫	2,258	2,072	1,800
重油脱硫(直・間)	1,460	1,460	1,500
アルキレーション装置	103	103	100

(注)2009年度(実績)は文献⁴⁾による(重油脱硫は筆者ら推定)。2014年度は筆者らによる推計。

(9) 水素の精製

FCV用水素は高純度(99.99%)である必要がある。製油所から産出される水素はそのままではこの純度を満たさない

ため、PSA(Pressure Swing Adsorption, 圧力変動吸着法)による水素精製を行う。PSA による高純度水素の回収率は70%とし、コストは5 円/Nm³と設定した(筆者ら推定)。

3. 結果と考察

3.1 BASE ケース (FCV 用水素の生産なし)

FCV 用水素の生産がない場合(BASE ケース)の設備稼働状況を表 3 に、製油所内の水素バランスを表 4 に示す。常圧蒸留装置の稼働率は 100%で、原油 API は 34.1、硫黄分は 1.82%、平均輸入価格は\$108.4/bbl である。水素は接触改質装置で 81 億 Nm³/年、水素製造装置で 72 億 Nm³/年生産され、そのうち約 90%が脱硫用途で消費される。

表 3 BASE ケースにおける主要設備稼働状況

設備名	稼働率	設備名	稼働率
常圧蒸留	100%	重油間接脱硫	71%
減圧蒸留	83%	接触分解 (FCC)	78%
灯軽油脱硫	52%	重油分解	85%
重油直接脱硫	48%	接触改質 (RF)	59%

表 4 BASE ケースにおける水素の需給バランス

(単位: 億 Nm³/年)

生産	153	消費	153
接触改質 (RF)	81	水素化脱硫	136
水素製造装置 (HU)	72	水素化分解	14
		その他	3

3.2 FCV 用水素生産ありケース

ガソリンの生産量は一定とし、FCV 用水素の生産量が増加する場合の分析を行った。図 2 は水素の出荷価格と FCV 用水素の生産量の関係を、表 5 は主要装置の稼働状況および水素の需給バランスの推移を示す。水素の出荷価格が、製油所への受入原油価格 (水素換算 20 円/Nm³) の水準を超えると、接触改質 (RF) および水素製造装置 (HU) の稼働量とともに増加して、FCV 用水素の生産量のはじまり、次第に、その生産量が増加する (製油所の精製総直利額も並行して上昇する)。

接触改質装置 (RF) の稼働量の上昇は、水素の発生量を増加させるとともに、リフォーマート (RF の生産品) の生産量を増加させ、ガソリン基材あるいは石化原料 (BTX) への供給量が増加する。表 5 では、接触分解装置 (FCC) の稼働量が低下していることから、ガソリン基材としては、FCC ガソリンの供給量が減少する一方、リフォーマートの供給量が増加していることを示している。接触改質 (RF) の上昇により、原料である重質ナフサの脱硫による水素消費量は若干増加

するものの、接触分解装置 (FCC) の原料である減圧軽油・残渣油の脱硫や FCC ガソリンの脱硫のための水素消費が大幅に減少することから、接触改質装置 (RF) の水素発生量の増加と相まって、FCV 用の水素へと振り向けられていることが理解できる。

図 2 に示されるように、FCV 用水素の生産量は、出荷価格が 60 円/Nm³ を超えた付近で大きく増加するが、80 円/Nm³ を超えると鈍化し、次第に 120 億 Nm³/年前後の水準に近づいていく。これは、本検討 (BASE) ケースにおける、ガソリン基材や BTX の必要生産量ならびに水素製造装置 (HU) 能力の上限や LPG・ナフサ等の原料制約を示唆している。

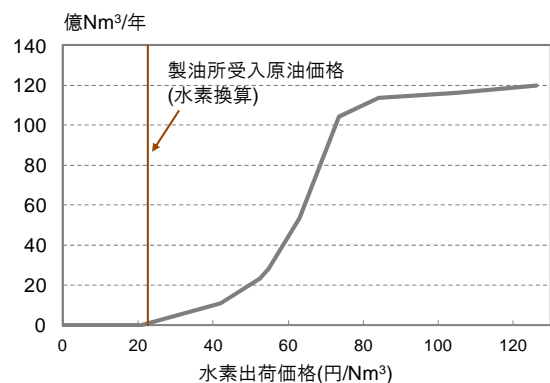


図 2 FCV 用水素の生産量と出荷価格の推移

表 5 FCV 用水素の出荷価格の変化と装置稼働状況

	検討ケース			
	BASE	A1	A2	A3
水素出荷価格 (円/Nm ³)	21	42	63	84
精製総直利 (目的関数) (BASE ケース=100)	100	100	104	117
接触改質稼働量 (同上)	100	102	110	119
接触分解稼働量 (同上)	100	97	83	66
水素の生産 (億 Nm ³ /年)	153	155	189	231
接触改質装置 (RF)	81	83	89	94
水素製造装置 (HU)	72	72	100	136
水素の消費 (億 Nm ³ /年)	153	155	189	231
自家消費量	153	140	113	68
FCV 用水素の出荷量	0	11	53	113

表 6 は原油が重質化した場合の FCV 用水素の生産量と装置稼働状況を示している。原油の重質化によって、重油直接脱硫装置等の脱硫系装置の稼働が増加するため、同一価格における水素の出荷量は減少していく。重質化により API が 31.6 となった場合、輸入原油の硫黄分は BASE ケースと比較して約 0.3 ポイント増加し、直接脱硫装置の稼働量は同 30%程度増加する。重油直接脱硫装置は水素を最も

多く消費する装置の1つであるため、同装置稼働が増加することにより、FCV用水素の生産量は減少していく。

表6 原油の重質化と装置稼働状況

	検討ケース			
	BASE	B1	B2	B3
原油の比重 (API)	34.1	34.2	32.3	31.6
水素出荷価格(円/Nm ³)	21	53		
重油直脱装置稼働量 (BASE ケース=100)	100	100	116	129
接触分解稼働量(同上)	100	92	96	97
水素の自家消費量 (億 Nm ³ /年)	153	124	138	149
FCV用水素生産(同上)	0	23	12	4

3.3 FCV用水素生産のシャドウプライスと限界費用

FCV用水素の出荷価格を55円/Nm³に設定し、FCV用水素生産量を様々な水準で固定し最適化計算を行い、FCV用水素の生産量(制約式)に対応するシャドウプライス(潜在価格)を算出する。設定された水素の出荷価格が各生産量における費用水準を上回っている場合には、シャドウプライスが(+), 下回っている場合には(-), 適正価格であればシャドウプライスは0となる。すなわち、限界費用=設定価格-シャドウプライスと定義でき、これを各生産量で計算してグラフ化したものが図3である。但し、FCV用水素生産量が増加するにつれ、それ見合いでガソリンの生産量が減少する(FCVとガソリン車の燃費差を考慮)ものとし、ガソリンの生産量を固定していないため、装置の稼働状況が変化(生産バランスが変化)する。そのため、生産は必ずしも限界費用曲線上を連続的に変化する訳ではない。

図3の(A)領域ではシャドウプライスが正となり、水素の生産量増加は精製総直利額の増加につながる。シャドウプライスが負となる(B)領域では、生産量増加は精製総直利額の減少となる。出荷価格と限界費用曲線が交わる点(25億Nm³/年に相当)ではシャドウプライスは0となり、水素の生産による精製総直利額は最大に達する。

一方、図3の限界費用の変化を、各装置の稼働状況から説明すると次の通りとなる。FCV用水素の生産量が少ない段階では、水素製造装置(HU)の稼働量は変化せず、接触改質装置(RF)の稼働量が増加及び脱硫用水素の消費量が減少してFCV用水素の生産が図られるが、次第に水素製造装置(HU)の稼働量が増加し限界費用は約60円/Nm³まで上昇する。それ以降、緩やかな上昇が続き、水素製造装置(HU)の能力上限や原料制約に達すると限界費用が急上昇する。

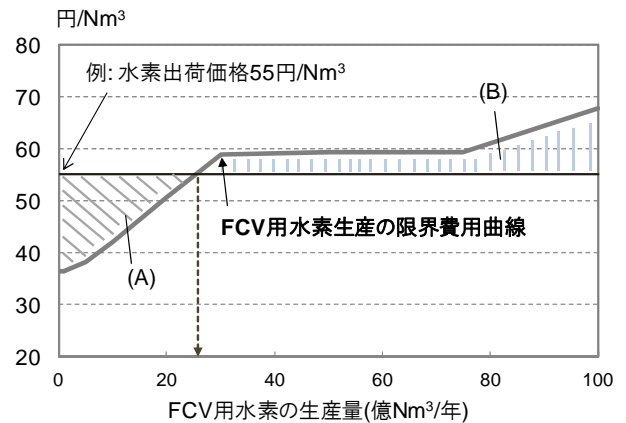


図3 FCV用水素生産のシャドウプライスと限界費用

(注)上記の出荷価格にはPSA費用5円/Nm³が含まれる

図4は、輸入原油が重質化した(API約32)場合の限界費用曲線を示している。3.2節で論じたとおり、重質化は脱硫系装置の稼働増をもたらすため、FCV用水素生産の余地が小さくなる。LPGを原料とする水素製造装置の稼働が早まり、限界生産費用曲線は左側にシフトする。

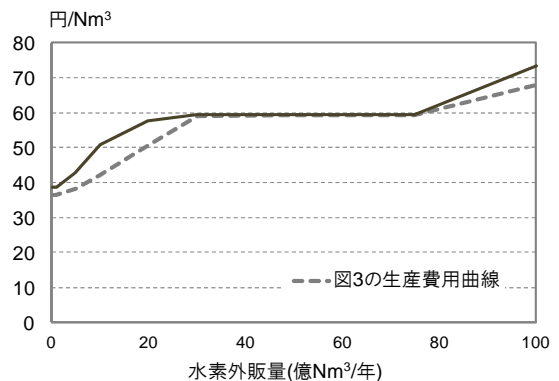


図4 原油の重質化による限界生産費用の変化

4. 結論

FCV用水素の出荷を考慮した製油所LPモデルを利用し、水素生産に関する経済分析を実施した。分析結果は原油価格水準や装置能力により変化するが、以下の考察を得た。

- ① FCV用水素の生産量は、ガソリンやBTX生産量、水素製造装置能力、水素製造原料の利用可能量に依存する。
- ② FCV用水素の最適生産量は20億~80億Nm³/年となる。
- ③ 出荷価格約60円/Nm³、出荷量50億Nm³/年(500万台)が、FCV用水素の供給における1つの目安となる。

参考文献

- 1) 平井晴己:「水素を考える—自動車燃料と石油産業の役割」, ペトロテック, (2015)
- 2) FGE: Asia Pacific Databook, (2014)
- 3) (一財)日本エネルギー経済研究所: EDMC エネルギートレンド
- 4) 石油通信社: 平成26年版石油資料, (2014)