

# 水電解法による水素製造とそのコスト

阿部 勲夫

オフィス テラ

〒284-0024 千葉県四街道市旭ヶ丘4-4-10

## Hydrogen Production by Water Electrolysis

Isao ABE

Office TERA

4-4-10 Asahigaoka Yotsukaido-Shi, Chiba 284-0024, JAPAN

**Abstract:** Water electrolysis as well as steam reforming of hydrocarbons is an commercially established process for producing hydrogen with long history in chemical industry. The technical outline of electrolysis process of water and the cost of hydrogen from the electrolysis process are described.

**Keywords:** hydrogen production、 water electrolysis、 production cost

### 1. はじめに

水の電気分解は化石燃料の部分酸化や水蒸気改質法とならんで工業的に確立された水素製造方法である。水電解法は化学原料の水素を製造する方法として以前から工業的に行なわれてきた。我が国でも1960年代まではアンモニア製造の原料水素を生産するために大規模な水電解槽があちこちで稼働していた。しかし石油化学の勃興により炭化水素の水蒸気改質による水素製造が経済的に有利となり、そちらに移行してしまった。現在では世界的にみても水力発電による安価な電力の得られる特殊な地域を除いて、大規模な水電解はあまり行なわれていない。

少量の水素は我が国では圧縮水素としてボンベ充填して販売され、大量の水素は炭化水素の水蒸気改質が主として使われている。ボンベ水素の入手が容易でないような国では現在でも水電解が少量の水素を作る方法として利用されている。日本でも酸素と水素が同時に必要な場合や分析用の少量の水素が水電解槽で作られる事もある。

水素エネルギーシステムが提唱され、エネルギー媒体としての水素が着目されたことにより、電力から容易に水素を製造できる水電解に再び関心が持たれるようになった。水電解は現在のところ太陽、風力等の再生可能エネルギー、非化石エネルギー源の原子力から唯一の工業的に確立さ

れた水素製造技術である。

エネルギー媒体としての水素を製造する手段としての水電解は、前述の様に工業的に実証された技術であるという利点もあるが、反面、電気と言う良質のエネルギー（動力）から水素と言う燃料（熱）を作るため、エネルギーの質の低下を伴うという欠点もある。またエネルギー変換用としての水電解装置は化学原料製造の場合よりずっと大きな規模が必要であり、且つ変換のエネルギー効率が高い事、付加価値の低い燃料を製造するために製造コストが安いことを要求される。水電解槽は比較的大きな面積を必要とするため、大容量の設備を作るためには全体がコンパクトな装置を開発する必要がある。装置を小型にするためには、極板の面積当りの電流を大きくしなければならないが、これは必然的に電気抵抗等による損失を増加させ、エネルギーの変換効率を低下させる。これらのトレードオフを解決するために、3つの方向の技術開発が行なわれてきた。すなわち、高温高圧水電解、固体高分子電解質（SPE）電解、高温水蒸気電解である。後の2つの技術は新しく開発されつつある技術であり、高温高圧水電解は従来技術であるアルカリ水電解を改良したものである。我が国でも1974年からサンシャイン計画が通産省工業技術院により開始され、この計画の水素製造技術開発の一部として高温高圧アルカリ水電解法の電解槽開発が行われた。このプ

プロジェクトは10年間継続し、80KWのパイロットプラントを建設し、運転研究が行われた。ほぼ同時期に米国、カナダ、ECで同様な開発計画が行われ、進歩したアルカリ水電解槽が開発された。しかしながら石油の需給が緩和して、新エネルギー開発意欲が薄れた事などにより80年代半ばでほとんどのアルカリ水電解槽の大規模な開発計画は終了した。

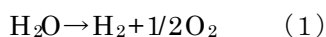
また、同じ頃新しい水電解法として固体高分子電解質を使ったPEM法水電解が開発され、これは後にWE-NETの研究に引き継がれた。

高温で水蒸気を電解するTHE電解法も研究が続けられている。

## 2 水電解の効率

### 2.1 電解に必要な電気量

水に直流を印加して電解すると下記の反応が起って水素と酸素に分解される。



水素イオンは一価なので1モルの水素を生成するために、電子2モルが関与する。これにより水素1モルを生成するためには2Fの電気量が必要となる。ここにFは電子1モルの電気量でファラデー定数とよばれ96,485クーロン/モルである。標準状態の水素1m<sup>3</sup>は44.6モルであるから、これを生成するのに必要な電気量は89.3ファラデーであり、実用的な単位に換算すると2393 Ah/Nm<sup>3</sup>となる。水電解の電流効率は高いので普通は2400 Ahが水素1m<sup>3</sup>を製造するのに必要な電気量とされている。この値は特別に電流効率が低い特殊な電解槽を除いて多くの液相の水電解槽で共通に適用される。

### 2.2 電解電圧

水を電解する時のエンタルピー変化 $\Delta H$ は

$$\Delta H = \Delta G + T\Delta S \quad (2)$$

で表される。(2)式に示されるように、水を電解するためには最低でもギブズエネルギー変化 $\Delta G$ に相当する電力と温度とエントロピー変化の積 $T\Delta S$ に相当する熱がエネルギーとして必要である。

常温で水1molを電解する場合の $\Delta G^0$ は237.2 kJ/molである。一方電解に要する電気量は2Fであるから、これに電解電圧を掛けたものが電解に必要な電力となり $\Delta G$ に等しい。従って $\Delta G$ の値を必要な電気量の2Fで割った

ものが理論上必要な最小の電解電圧(理論電解電圧) $E_0$ を与える。

$$E_0 = \Delta G / 2F \\ = 237.2 \times 10^3 / (2 \times 96485) = 1.229 \text{ V} \quad (3)$$

この $E_0$ に前述の水素1m<sup>3</sup>を生成するのに必要な電気量(2393 Ah)を掛けたものが、水素の電解に必要な最小の電気エネルギー(2.94 kWh/Nm<sup>3</sup>)となる。

一方熱であたえる $T\Delta S^0$ は25°Cで48.7 kJ/molである。これは電圧に換算すると $\Delta G$ と同様に2Fで除して0.25 Vとなる。

これを理論電解電圧である1.23 Vに加えた1.48 Vがエンタルピー変化に相当する電圧 $E_H$ となる。この $E_H$ を熱中性電圧(thermonutral potential)または理論稼働電圧と呼び、電解で加えた電気エネルギーが、生成する水素の高発熱量と一致する電圧である。通常この電圧を電解効率100%とする。従って1.48を電解槽の槽電圧 $E_{\text{cell}}$ で割った値が効率 $p$ となる。

$$p = 1.48 / E_{\text{cell}} \quad (4)$$

この場合、たとえ効率が100%であっても、エネルギーの質が電力という仕事から熱に低下していることに注意せねばならない。この電圧での電解に必要な電力は3.54 kWh/Nm<sup>3</sup>である。この電圧より低く、理論電解電圧より高い電圧で電解すると吸熱が起こり、この電圧より高い電圧では発熱が起こる。実際の電解電圧で理論電解電圧を越えた部分は基本的には熱となって放出されて損失になる筈であるが、上述の通り反応が吸熱なので熱中性電圧以下であれば発熱となって現れず、水素の生成のエネルギーとして寄与する。熱中性電圧は理論電解電圧とは異なり、理論上はこの電圧以下では電解出来ないというものではなく、熱中性電圧以下で周囲から吸熱しながら電解する電解槽も理論上はありうる。この場合は生成した水素は供給された電力以上のエネルギーを有する事になる。水電解のエネルギー効率が理論上最大で120%あると言われることがあるのはこの事による。しかし現実には液相の水を熱中性電圧以下で電解する実用的な電解槽は存在しない。しかし、後述する高温水蒸気電解では熱中性電圧以下の電解が実現できる。熱中性電圧は実際の電解電圧(セル電圧)がこの電位を越えた分が発熱となるので、電解槽を設計する上では重要な数値である。実際の電解槽の設計にあたっては電解電圧がなるだけ熱中性電圧に近く、かつ発生する熱が操業温度を維持するのに必要な熱損失とほぼバランスするのが理想である。図1にこれらの電圧の関係を示す。

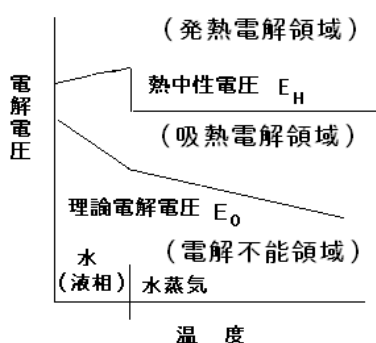


図1 電解電圧と電解領域の関係

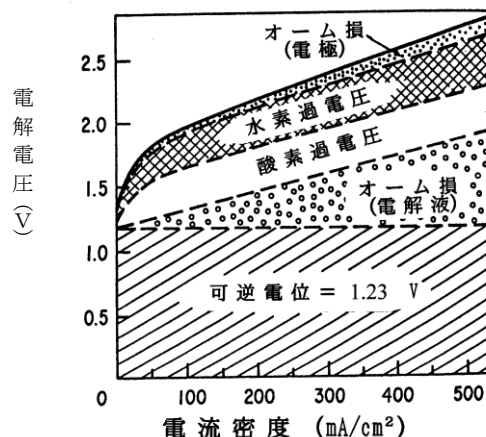


図2 電解電圧の内訳と電流密度の関係

理論電解電圧(可逆電位)  $E_0$  は温度とともに減少するが、熱中性電圧は生成した水素のエネルギーに等しいので液相から水蒸気の領域に変わるときに水の蒸発潜熱分の低下がある以外はほとんど変わらない。[1]

実際の電解槽の電圧は理論電解電圧の他に、反応を進行させるためには以下の式のように電極における反応の抵抗による過電圧、電解液や隔膜の電気抵抗のオーム損を加えたものが電解電圧として必要である。

$$E = E_r + E_{i_r} + E_{ohm} \quad (5)$$

$E$  : 電解電圧 (セル電圧)

$E_r$  : 理論電解電圧

$E_{i_r}$  : 過電圧       $E_{ohm}$  : オーム損

可逆電位は理論的に決まった値であるが過電圧、オーム損は電極の活性、セルの構造等によりかなり変化がある。過電圧は電気化学反応を促進する能力の強い触媒活性の高い電極を用いれば低下させる事が出来る。またオーム損は陰極と陽極の極間距離を短くする、電極までの電気の回路損失を下げる工夫をする事で低下することが可能である。過電圧とオーム損は電流密度(電極単位面積当りの電流)が増加すると増加する。従ってセル電圧も増加するのでこれに比例して水素製造に必要な電力も増加する。電流密度を上げると同じ大きさの設備で生産量が増えるので設備費のコストは下がるが、効率の低下により電力費が増加する。装置設計にあたってはトータルのコストが下がる操業条件を選ぶ事になる。

図2にアルカリ水電解槽の電解電圧の内訳と電流密度の関係の一例を示す。

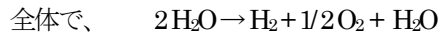
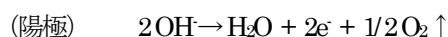
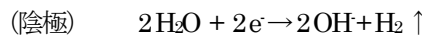
現在工業的に使用されている水電解槽(アルカリ型)は電解電圧が1.7~2.2V (4.1~5.3KWh/m<sup>3</sup>)、(4)式により効率に換算すると87%~67%である。

### 3. 各種の水電解方式

#### 3.1 アルカリ水電解

アルカリ水電解は電解液に30%程度の水酸化カリウムか水酸化ナトリウムの水溶液を用いた水電解方式である。

以下の反応が両極で起こる。



工業的に長い歴史を有しており、商業的に入手可能である。アルカリ水電解槽は図3に示す単極タンク型と図4に示す複極型がある。

##### 3.1.1 単極タンク型電解槽

単極型は電極が電解液を入れたタンクに吊るされているのでタンク型とも呼ばれる。異種の電極から出る水素と酸素の混合を防ぐため、電解液が浸透する材質の隔膜(従来はアスベストの織物)が陽極室と陰極室を区分している。電極はすべて並列に接続されているので、1槽あたりの電解電圧は2V程度と低く、多数の電解槽を電氣的に直列接続して操業する。

以下のような利点がある。

- ①構造が簡単で安価である
  - ②個々の電解槽を系列から切り離してメンテナンスできるので、システムを停止する必要がない
  - ③停止時にあまり電力を消費しない
  - ④耐用年数が高い
  - ⑤運転の発停が容易
- 反面、欠点もある。

- ①電流密度を大きく出来ないためスペースが多く必要

②電解の効率が低い

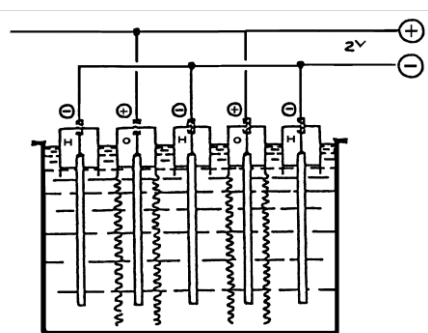


図3 単極タンク型水電解槽

### 3.1.2 複極型電解槽

複極型は多数の薄い電解槽を重ねて組み立てられているフィルタープレス型をとる。

図4に示すように2つのセル(単一の電解槽)を仕切る板の両面がアノードとカソードという異なる電極となることから複極型と呼ばれる。

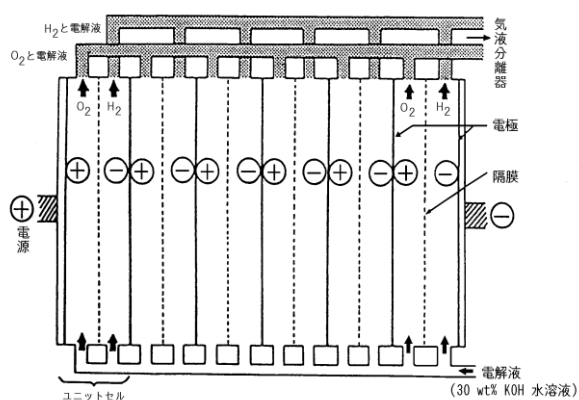


図4 複極型水電解槽

隔膜には単極タンク型と同様な電解液が浸透する織物などが使われる。従来使われてきたアスベストが使えなくなったので、各社プラスチックなど代替品を用いている。電気的にはすべてのセルが直列になっているので、電解ユニット全体としては単一セルの電解電圧をユニット数で乗じた電圧となる。この型の電解槽はタンク型を異なり、電解液を各セルの下部から流しこみ、発生ガスと電解液を上部からセル外に取り出し気液分離器でガスを分離する。気液分離を電解セルの外で行うので電流密度を高くすることが出来る。

複極式水電解槽には以下のような利点がある。

①電流密度が高いので設置スペースが小さい

②ガスが裏側に抜ける構造の網状や多孔質の電極を隔膜に押しつけて設置する「ゼロギャップ」構造が採用できるのでオーム損が少なく、効率が良い

他方以下のような欠点もある。

①構造が複雑で建設コストが高い

②漏れ電流による電流効率の低下や腐食が起きやすい

③定格を大幅に下回る運転はガス純度が悪くなり困難で現在では大規模な水電解槽は複極式が主流となっている。

### 3.1.3 高圧水電解槽

水電解を加圧下で行うと電解電圧が多少増加するが、高圧水素を利用する目的で水電解を行うときはコンプレッサーを使わずに済むため、高圧の水電解槽が開発されている。しかし高圧電解槽は装置が複雑であり、コストがかかるので現在でも実用されている大規模な高圧式水電解槽はドイツのルルギ (Lurgi) 方式のものだけである。この電解槽はフィルタープレス型で1基最大750Nm<sup>3</sup>/h、30気圧の水素を発生できる。電力原単位は4.3~4.6kWh/Nm<sup>3</sup>である。比較的小規模な加圧水電解槽は世界で数社から発表されている。加圧電解槽は発生する気泡の体積が小さくなるので電解液の泡含量が下がり、電気抵抗が少ないため効率が高いと言われている。後述する水素エネルギーシステムの一環として開発された高温アルカリ電解槽は、電解効率を改善するために従来よりも高温で操作するように設計されており、常圧では電解液の沸点(約110℃)を越えるため高圧電解法を採用している。水電解槽を高圧式にする場合、耐圧構造の関係から複極フィルタープレス式電解槽の形式をとるのが普通で、電解セル、気液分離器等の各部分を耐圧構造とする方法がとられる。

### 3.1.4 高温水電解槽

電解槽の効率を上げるため、電極における反応速度に起因する損失である過電圧を下げ、電解液の電気抵抗を下げるために電解温度を高くする試みがなされた。

従来のアルカリ水電解槽は最高温度80℃程度でしか操業出来なかった。これより高温ではアスベストの隔膜が強アルカリの電解液に溶解し始めるからである。隔膜材料としては親水化多孔質フッ素樹脂膜<sup>[2]</sup>、ポリアンチモン酸<sup>[3]</sup>、酸化ニッケル<sup>[4]</sup>などが研究された。前述したように電解液の沸騰を避けるため加圧型の電解槽が用いられた。しかしながら高温のアルカリ液は多くのオーステナイト系ステンレス鋼に応力腐食割れを発生させる。このためサンシャイン計画で多種のステンレス鋼がテストされたが、120℃の電解温度に耐えるものは見あたらなかった。もつ

とも耐久性が強かったSUS310ELCも連続応力負荷の腐食試験で破断し、この材料で作られた電解槽を実験操作後に解体検査したところ多数の微少な応力腐食割れが見られた。[5]これら材料面での困難さから高温によるメリットと比較してアルカリ水電解槽の高温操作はあまり有利でないと判断された。高温による電解性能の改善は後述するPEM型水電解槽で研究されている。

### 3.1.5 アルカリ水電解槽の規模

エネルギー変換用の電解槽は化学原料用と比較してはるかに大きい設備能力が要求される。アルカリ水電解槽で大規模な設備を作る場合、単極タンク型では4~5 Nm<sup>3</sup>/h程度のセルを多数集合するので、設置面積さえあればいくらかでも大きくすることが出来る。複極型では単一のユニットに積層出来るセル数やセルの直径が大きくなると技術的な困難さが増加するので、1ユニットの能力には限界がある。今までに公表されている最大のユニットはルルギ社の高圧電解槽 (750 Nm<sup>3</sup>/h) であろう。ノルスクヒドロ社も500 Nm<sup>3</sup>/hクラスの製品を発表している。従ってこれより大きな設備を作る時は沢山のユニットを集合してつくることになる。ただ、大型の水電解槽が開発されないのは需要が無いという理由もあるのでこれが技術的な限界であるとは必ずしも言えない。

## 3.2 固体高分子 (PEM) 水電解

固体高分子水電解はアルカリ水溶液の代わり高分子イオン交換膜を電解質として水電解を行なう電解法である。固体電解質としてはスルホン酸基を有するフッ素系高分子が用いられる。電流密度が上げられ、高い効率が得られるので次の水電解技術として期待されている。イオン交換膜としてはデュポン社のナフィオンをはじめダウ・ケミカル、旭硝子、旭化成等各社の製品がある。この電解法は米国のGE社が最初に開発を行なった。我が国ではサンシャイン計画で大阪工業技術研究所 (当時) が開発を行い [6]、RITE [7]、WE-NET [8] に引き継がれた。

なお、この電解法の略称として以前はSPE (Solid Polymer Electrolyte) が用いられたが、商標登録されたため、現在ではPEM (Polymer Electrolyte Membrane) が用いられている。

### 3.2.1 PEM水電解の原理

図5にPEM電解の原理を示す。電解質であり、隔膜でもあるPEM膜の表面に直接電極をメッキ等の方法で付着

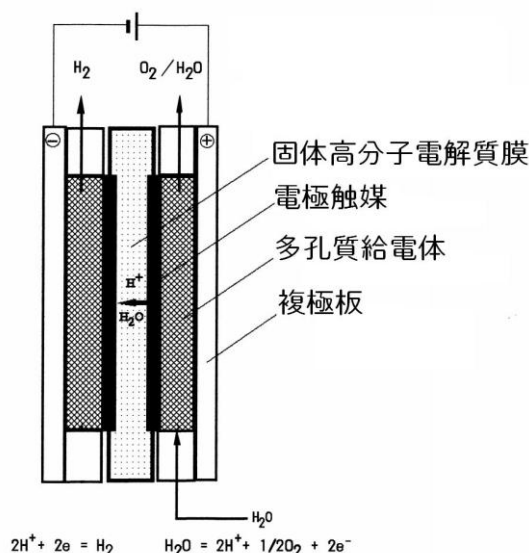
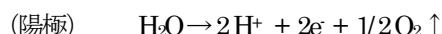


図5 PEM水電解槽

した膜電極接合体の中で水素イオンが移動して水が電解される。分解される水は純水を陽極側に供給する。

以下の反応が起こる。



装置全体の形態はフィルタープレス型電解槽であり、アルカリ水電解よりは簡易であるが、発生ガスの持出し、セルの冷却のために純水の循環系、気液分離器等が必要とされる。電解効率の計算法等はアルカリ水電解と同様であり、高温化によって効率が改善される。

PEM電解には以下の利点がある

①高温で電解しやすい。

アルカリ水電解とは異なり、系内を循環する水は純水であるので、循環系の腐食の問題が少なく120℃から150℃の高い温度で電解が行ないやすい。

②電解効率が良い

隔膜に電極が圧着されているので電気抵抗が少ない。また高温での電解が出来る上に電極触媒に活性の高い物が利用できるので過電圧が低い。従ってエネルギー効率が良く、従来型のアルカリ水電解槽よりも格段により効率を得ている。

③装置がコンパクトに出来る。

アルカリ水電解に比べ、電流密度が大きく出来るのと気液分離器等が小さくてすむので装置のサイズが小さくてよく、大規模の装置建設にとっては有利である。

④生成した水素ガスの純度が高い。

隔膜を兼ねているイオン交換膜はアルカリ水電解の隔膜の様に多孔質ではないのでガス分離能が高く純度の高い水素ガスが得られる。

上記の用にPEM電解は優れた技術であるが以下の様な問題点も有している。

①装置のコストが高い。

隔膜のイオン交換膜が高価であり、強酸性なので電極触媒の材料に限られ、Pt、Ir等の貴金属を用いること等により、電解槽のコストが高い。

②工業的な実績がない。

PEM電解は技術的にかなり完成度が高く、小規模な電解装置が市販されている。しかしアルカリ水電解のように1MWを越えるような大型装置については実績が無く、可能であるとの実証がなされていない。

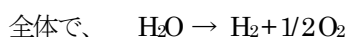
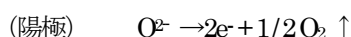
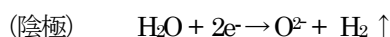
コストについては、これまでの研究開発により貴金属触媒の必要量が大幅に減少しており、イオン交換膜については食塩電解、燃料電池と共通する材料であるため、量産効果等を考えると改善の可能性が高い。これらによるコスト低下の可能性は大きく、次世代の水電解技術として大いに期待できる。

しかしながら、現時点では大規模な水電解装置を構成した場合の現実的なコスト試算を行うにはデータが不足している。

3.3 高温水蒸気電解 (HTES)

高温水蒸気電解 (HTES: High Temperature Electrolysis of Steam 又は SOEC: Solid Oxide Electrolysis Cell と呼ばれる) とはアルカリ水電解やPEM水電解とは異なり、800℃から1000℃で水蒸気を、酸化ジルコニウムを主体とした無機の薄い固体電解質を用いて電解する方法である。逆反応の高温型燃料電池の技術を応用したもので、新しい方法であるため、開発の段階は未だ基礎的なものに留まっている。図6に示すように固体酸化物電解質薄膜の両側に電極を付けて電解セルとする。通常は電解質薄膜を円筒形にして内外に両極を付けて電解セルを構成する。

両極で以下の反応が起こる。



陰極側に供給された水蒸気は一部が水素になり、水素と水蒸気の混合物となる。ここで生成した酸化物イオンが固体電解質の薄膜の内部を、陰極側から陽極側に移動して酸素

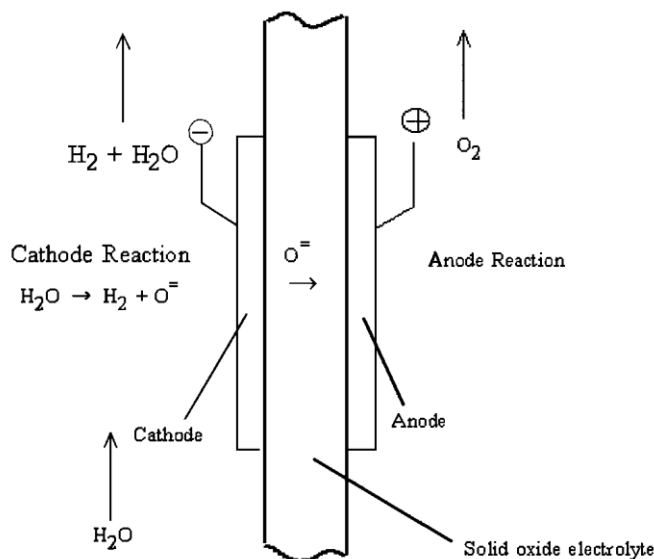


図6 高温水蒸気電解の原理

となる。固体電解質にはイットリウム等で修飾した酸化ジルコニウムの薄膜が使われる。前述の図1のように温度が高くなると水電解のギブズエネルギー変化が常温より小さくなり、理論電解電圧が低くなる。また高温下では電極反応の速度が早くなるため、活性の強い触媒を用いなくても過電圧が低くなり、水の電解が熱中性電圧 (理論稼働電圧) 以下で可能であり、図1の吸熱領域で電解できる。電力はギブズエネルギー変化分 (理論電解電圧) 以上あれば、分解に必要な残りのエネルギーは熱の形で供給することができる。このため原理的には電解電圧はアルカリ水電解法やPEM水電解法のような液体電解よりもずっと低く出来る。

熱を直接反応に供給できるので電力が節約でき、熱を電力に変換する効率の悪さを回避できる。このため他の電解方式よりもずっと高い効率が期待できる。反面800~1000℃の適当な熱源が無いとシステムとして成立しないので、エネルギー源が事実上高温ガス原子炉に限られてしまう。電解セルが薄いセラミックで出来ているので機械的な性質が悪く、大型の装置を作りにくい、研究が続けられており技術的な問題はいずれ解決されよう。[9]

この方式の電解が可能かどうかは、電解技術だけでなく高温ガス炉の開発状況によって決まる可能性が大きい。いずれにせよ、この電解方式はまだ基礎的な研究段階であり、具体的に水素製造のコストなどを議論する対象とはならない。

#### 4. 大規模水電解の実例

小規模な実験を除き、水電解が水素エネルギーシステムのために使われたという実例はまだ無いとおもわれるが、電力の負荷を平準化するために使われた実例はある。

1960年代半ば、昭和電工株式会社川崎工場は単一工場としては日本で最大の電力消費工場だと言われていた。

ここには苛性ソーダ、塩素の製造のための食塩電解プラントと大規模な水電解プラントがあったためである。

この水電解プラントは常圧の単極タンク型であり、その主力は1930年代に日立製作所との共同研究で開発されたものであった。1槽の定格10kA（水素発生量約4Nm<sup>3</sup>/h）で建設当初は2500槽であった。戦争中に爆撃で破壊されたが再建増強され、1950年代には日立槽約4000の他にKnowles社製の電解槽も約1000槽加わり、約5000槽の電解プラントとなった。定格で約20kNm<sup>3</sup>/h（約100MW）の能力を有し、1955年には年間110MNm<sup>3</sup>の水素を生産していた。電力源単位は5.7kWh/Nm<sup>3</sup>であまり良くなくて、最近の電解槽よりも1kWh以上多くの電力を消費していた。

これらから発生する水素はアンモニア合成の原料として使われた。1960年代にはアンモニア合成用水素源は炭化水素の部分酸化や水蒸気改質によるものに移行しつつあったが、この工場では水電解プラントがまだ生き残っていた。それはこのプラントが電力会社の負荷平準用としての役割があったからである。この水電解プラントは急速な運転開始と停止が可能だったため、電力会社からの指令に基づいて要求された電力を吸収するように運転されていた。当時は多くの事業所が昼休みに入る12時に運転が開始され、13時には停止、夕方の終業時間に再開し深夜に最大能力になるといった運転がなされた。

水素を消費する側でなく、電力の都合で発停するため、大量の水素を貯蔵しておくためのガスホルダー群が必要であった。ガスホルダーは常圧の有水式で、水素が溜まるとホルダーが上昇するので、計器がなくても外部から目視で貯蔵量がわかるようになっていた。万事が今からみると技術的に低水準ではあったが、急激に変化する発生電力に追従して安全に水素を発生・貯蔵し、利用する側に引き渡すというシステムは、将来、自然エネルギーからの電力から水素を生産する場合の参考になるかもしれない。この水電解プラントは1980年代につとめを終えるまで、基本的な電解槽は最初とほとんど変わらず50年という長寿命

を保った。しかし、進歩の早い電気部分は適宜改修がなされ、一時は交流を直流に変換する設備は、回転変流機、水銀整流器、半導体整流器が併存して稼働していた。

#### 5. 水電解による水素製造コスト

水電解法のコストを検討する時、実験室レベルの研究段階にある高温水蒸気電解（HTE）や、いまだ小規模な設備しか実績のないPEMは大規模なものが建設できるかどうか技術的に実証されておらず、設備コストも試算が難しいため、商業的に入手可能なアルカリ水電解装置を前提にせざるを得ない。アルカリ水電解装置にしても最近は大規模な設備の建設実績が無いが、商業的に提供しているメーカーが存在しているので、その価格は知ることができる。遠い将来に実現する可能性があるシステムのその時点でのコスト試算は困難であるので、比較的最近の価格に試算となる。電解装置のメーカーが公表している価格から水素のコストを計算した例がいくつかある。それでも大規模な水電解装置は経済的に成立しない現状にあっては、実績のある小規模なユニットを多くまとめたシステムの試算となっている。

Norsk Hydro ElectrolysersのCloumann等[10]は同社で入手可能な最大のセルユニット（230 cell 6000A, 575 Nm<sup>3</sup>/h）を96ユニット集合した約300MW（60 kNm<sup>3</sup>/h）の電解システムのコスト試算を報告している。その結果を表1に示す。これは商業的に提供可能な価格とのことであった。なお、原文では通貨単位がノルウェークローネであるが、発表当時のレートによるドル表示に換算してある。

表1 アルカリ水電解プラントによる水素製造コスト1

	ケース1	ケース2
稼働日	210日/年	210日/年
水素発生量	256 MNm <sup>3</sup> /年	396 MNm <sup>3</sup> /年
年間減価償却費	18.6M\$	18.6M\$
補助変動費	4.3M\$	6.6M\$
水素1Nm <sup>3</sup> 当たり		
減価償却費	7.2cent	4.7cent
補助変動費	1.7cent	1.7cent
電力コスト	7.4cent	7.4cent
水素製造コスト	16.3cent/Nm <sup>3</sup>	13.8cent/Nm <sup>3</sup>

規模 : 300MW (60,000 m<sup>3</sup>/H) 常圧電解プラントと圧縮機 (33気圧に加圧)。

運転員 : 2名/シフト、メンテナンス時に日勤者4名。

プラント建設コスト : 169M\$。耐用年数 : 25年。

金利 : 10%/年。

電力原単位 : 4.9KWh/Nm<sup>3</sup>。電力費 : 1.5cent/KWh

Bello 等[11]は上記Cloumann等の報告を含めて他の報告や商用水電解槽の実績を調査し、水電解プラントと水素の製造コストを表2のように結論している。なお、金額は原文のユーロからUS\$に現状の交換レートで換算した。

表2 アルカリ水電解プラントによる水素製造コスト2

条件	
電解槽建設費	500ユーロ/ kW (740\$/kW)
プラント能力	60,000Nm <sup>3</sup> / h
電力原単位	4.5kWh/Nm <sup>3</sup>
金利	6%
運転及びメンテナンスコスト	建設費の3%/年
電力コスト	0.0395ユーロ/kWh (0.05846\$/kWh) (仏の産業用電力価格)
水素製造コスト	2.42ユーロ/kg H <sub>2</sub> (0.218ユーロ/Nm <sup>3</sup> = 0.323\$/Nm <sup>3</sup> ) (1ユーロ=1.48\$として換算)

彼らは水素1Nm<sup>3</sup>当たりの製造コストは、固定費が約4.8セントであり、それに変動費として電力コストが4.5kWh分追加されるというグラフを提示している。そして日本やイタリアのように化石燃料を使った発電比率の高い国では水電解による水素製造は経済的に成立しないだろうと結論している。この報告が現状では一番実情に近いと考えられるが、PEMなど新しい方式の水電解装置の開発が進展すれば、より安いプラントコスト、高い効率による電力コストの低下などで状況が変わる可能性も少ない。

参考文献

1. 竹中啓恭; 水素利用技術集成 NTS編 Vol.3 p.347
2. I. Abe et al; Proceedings of the 5th World Hydrogen Energy Conference, p.727-736(1984)

3. H. Vandenberg et al: Proceedings of the 5th World Hydrogen Energy Conference, p.703-714(1984)
4. J. Divisek et al: Proceedings of the 6th World Hydrogen Energy Conference, p.258-270(1986)
5. 昭和58年度サンシャイン計画成果報告書
6. 竹中、川見、上原、境、鳥養、電気化学、57,229(1989)
7. C. Inazumi et al: HYDROGEN ENERGY PROGRESS XI, p.741
8. M. Yamaguchi et al: ibid, p.781 (1996)
9. 嘉藤 徹 et al. 第26回水素エネルギー協会大会予稿集 p.113~116 (2006)
10. A. Cloumann et al: HYDROGEN ENERGY PROGRESS XI, p.143 (1996)
11. B. Bello et al.: Large Scale Electrolysers, Proceedings of 16<sup>th</sup> World Hydrogen Energy Conference (2006)

この他に水電解全般について下記の文献を参考とした。

亀山直人 電気化学の理論及び応用 (中) p.139~170

電気化学便覧 第4版 p.272~279

阿部勲夫 高温高压水電解法による水素の製造

化学工業 31, No.5, p.446-450 (1980)

以下の報告書中、筆者の書いた部分

サンシャイン計画成果報告書 昭和49年度~昭和58年度

電気学会地球環境対応型エネルギーシステム調査専門委員会報告書 (1998) 水電解の項目