

## 第2章 技術の概要と評価

### 第1節 技術の概要

#### §5 システム全体の目的

本システムの目的は、都市型バイオマス資源である下水汚泥由来の消化ガスを原料として水素を製造し、燃料電池自動車（FCV）用の燃料として使用することにより、消化ガスを有効利用し、新たなエネルギーを創出すると共に、温室効果ガス排出量の削減を図ることを目的とする。

#### 【解説】

都市型のバイオマス資源である下水汚泥由来の消化ガスは、消化槽の加温等に必要な温水や蒸気を発生させるボイラの燃料や汚泥を焼却処理する際の補助燃料、ガスエンジン発電機やガスタービン発電機の燃料または都市ガスの原料として有効利用されているが、全国的にみて消化ガスの発生量に対して、約30%の消化ガスが利用されずに余剰燃焼処理されている。

一方、2015年から市販が始まった燃料電池自動車は全国に普及し始めており、通常のガソリン車の単位走行距離当たりのエネルギー消費量が約2.23 MJ/kmなのに対して、燃料電池自動車は約1.06 MJ/kmとエネルギー消費量が少ない（出典：「JHFC 総合効率検討結果」報告書（平成18年3月（財）日本自動車研究所）<sup>3)</sup>「図4-10 10・15モード各種車両のエネルギー消費原単位」）ことに加え、走行時に二酸化炭素（CO<sub>2</sub>）を排出しないという特長を有している。都市ガスやナフサ等の化石燃料から水素（H<sub>2</sub>）を製造して燃料電池自動車に使用する場合でも、ガソリン車に比べ、温室効果ガス排出量の約55%の削減が見込まれる（出典：「JHFC 総合効率検討結果」報告書（平成18年3月（財）日本自動車研究所）「図5-7 Well to Wheel CO<sub>2</sub> 総排出量計算結果まとめ」）。

このように、本システムの目的は、従来化石燃料から製造されていた燃料電池自動車の燃料である水素を、下水処理場の消化工程から発生する消化ガスを原料として製造することにより、これまで未利用であった消化ガスを有効利用し、新たなエネルギーを創出すると共に、温室効果ガス排出量の削減を図るものである。本システムの位置づけを図2-1に示す。

なお、消化ガス中のメタン（CH<sub>4</sub>）を精製するガス分離膜装置から排出されるオフガスには、高濃度のCO<sub>2</sub>が含まれていることから、CO<sub>2</sub>液化回収設備を設置し、液化CO<sub>2</sub>として回収することにより、消化ガス中のメタンだけでなく、CO<sub>2</sub>の有効利用も可能となる。

また、本システムを導入することにより下水処理場が水素ステーションの拠点となり、図2-2に示したような下水道事業の市民生活への多角的貢献が可能となる。

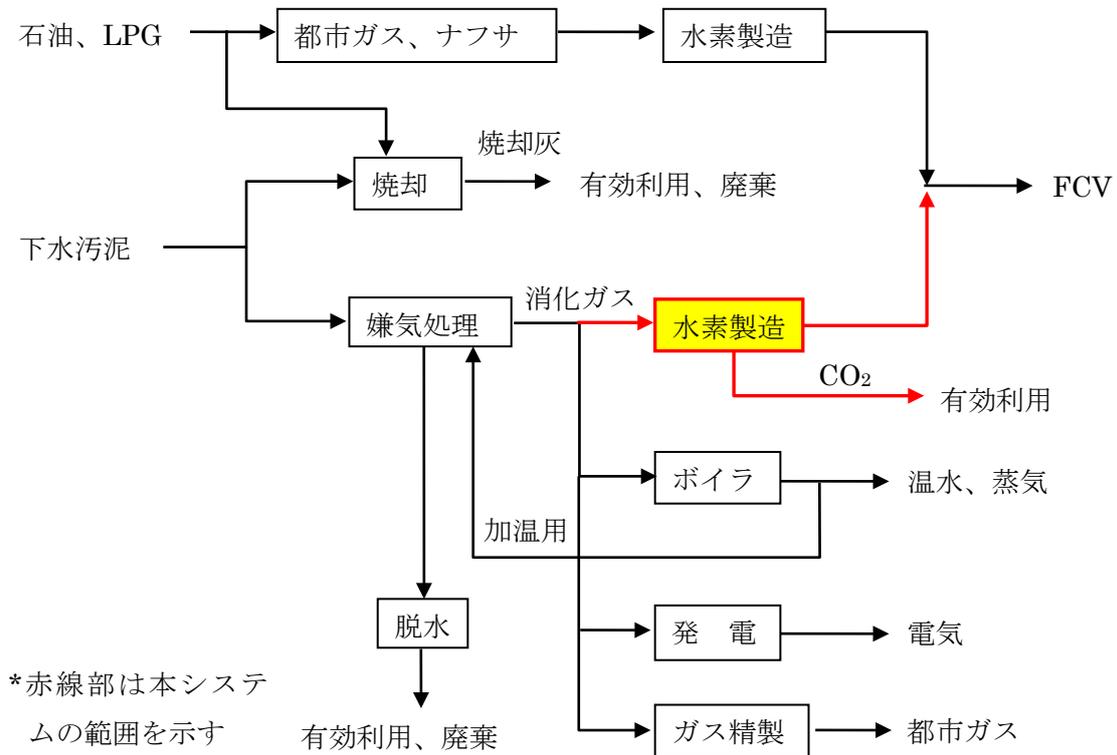


図2-1 本システムの位置づけ

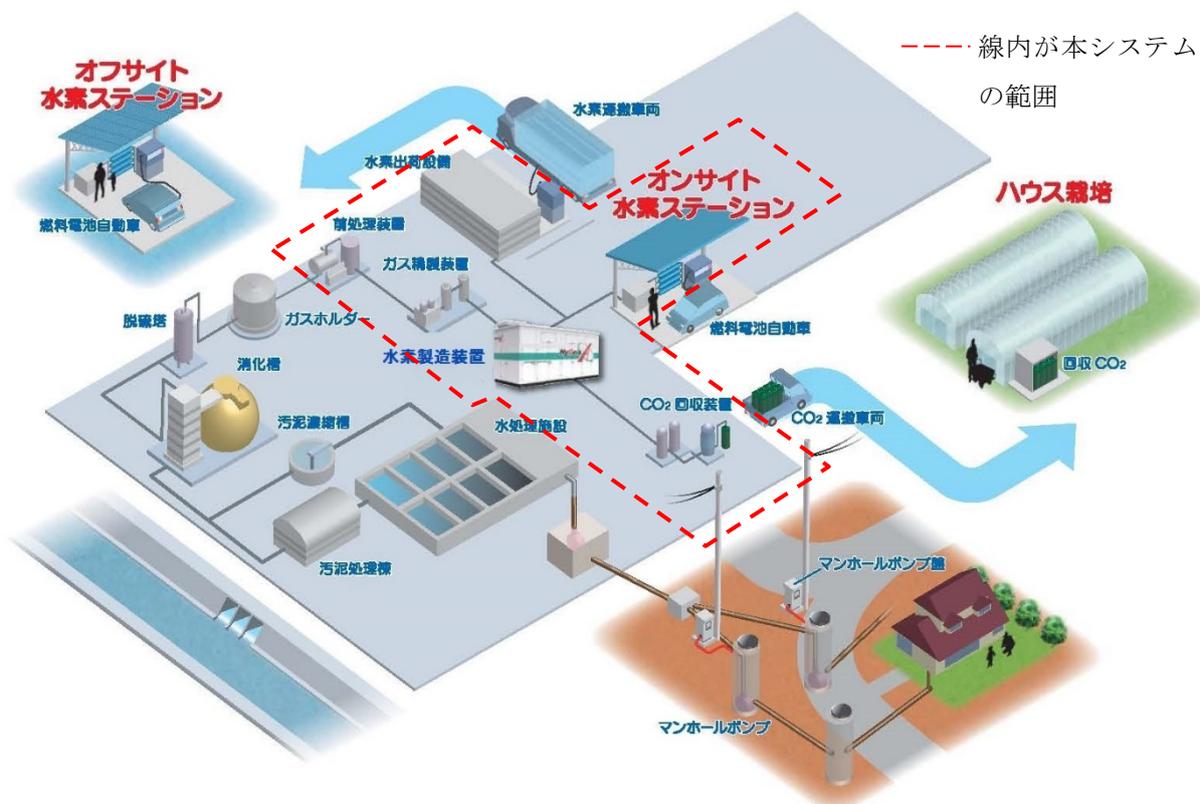


図2-2 水素ステーション多角的な貢献イメージ図

### §6 システム全体の概要と特徴

本システムは、前処理設備、水素製造設備、水素供給設備及び CO<sub>2</sub>液化回収設備から構成されており、消化ガスから効率的に水素を製造し、燃料電池自動車の燃料として供給することにより、エネルギーの創出、温室効果ガス排出量の削減が可能である。さらに、各設備間での連携運転を自動化することにより、煩雑な運転操作なく運転することができる。

#### 【解説】

本システムは、都市型のバイオマスの集積所である下水処理場の消化工程から発生する消化ガスを原料にして水素を製造し、燃料電池自動車に供給するもので、前処理設備、水素製造設備、水素供給設備及び CO<sub>2</sub>液化回収設備から構成される。なお、この CO<sub>2</sub>液化回収設備は、本システムでは必須な設備ではなく、CO<sub>2</sub>の需要と経済性等を考慮して設置する。システムの全体構成図を図2-3に示す。点線内が本システムの範囲内である。

本システムは、消化ガスから水素を効率的に製造するために、前処理設備において消化ガスに含まれるシロキサンと CO<sub>2</sub>を除去し、メタンリッチになった精製ガスを水素製造設備に供給して、水蒸気改質法にてメタンを水素に改質し、水素供給設備において燃料電池自動車に供給する。また、需要がある場合は他の水素ステーション等へも供給する。前処理設備からは高濃度の CO<sub>2</sub>を含むオフガスが排出されるため、必要に応じ CO<sub>2</sub>液化回収設備にて CO<sub>2</sub>を回収し有効利用を図る。本システムの設備フローを図2-4に示す。

また、本システムでは前処理設備を含めた自動シーケンスを構築し、自動化運転システムを採用しているため、複雑な運転操作が不要となっている。このため、システムの起動・停止時と燃料電池自動車への充填時のみに運転操作をするだけでよく、人為的運転操作ミスの削減や運転員の負荷軽減を図ることができる。

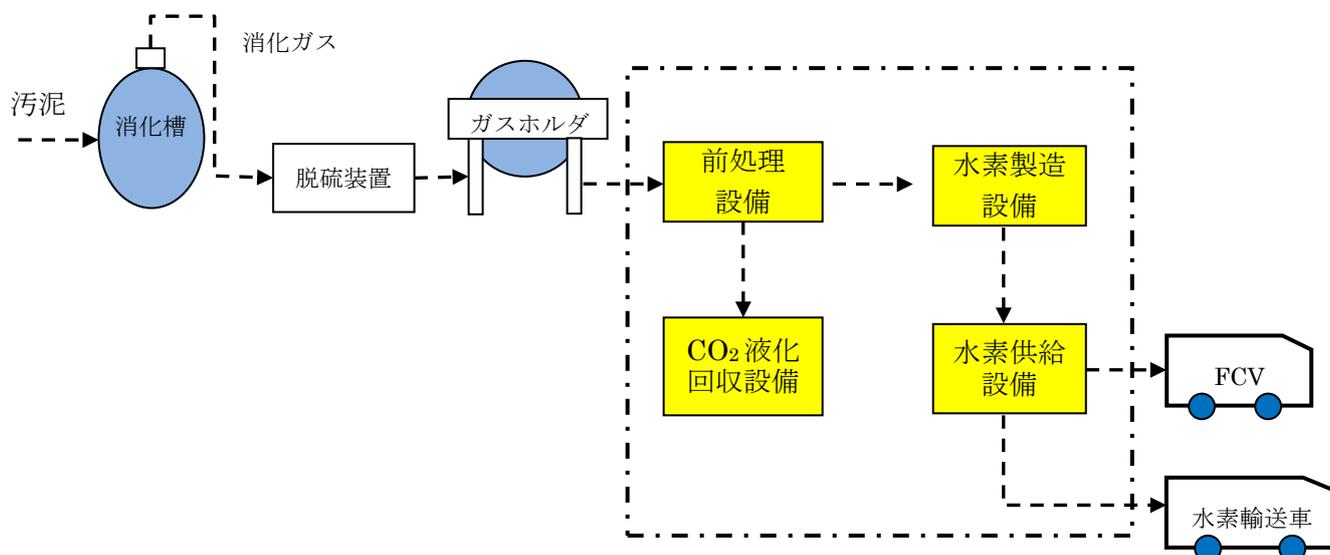


図2-3 本システムの全体構成図

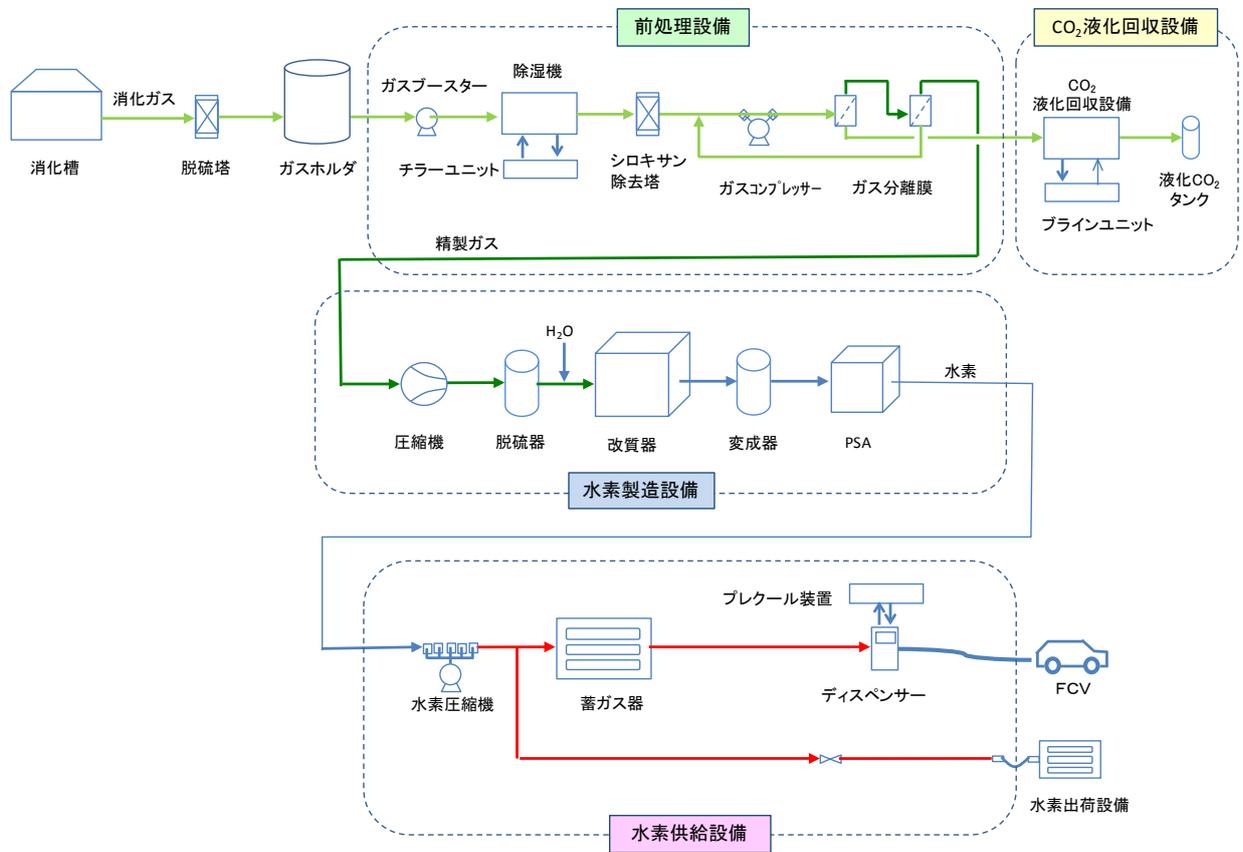


図 2 - 4 本システムの設備フロー

§ 7 前処理技術の概要と特徴

前処理設備は、水素を効率的に製造するために消化ガスを前処理するための設備で、装置障害を誘引するシロキサンを除去するシロキサン除去装置と CO<sub>2</sub> を除去してメタン精製を行うガス分離膜装置から構成される。

【解説】

前処理設備は、消化ガス中のシロキサンを除去するシロキサン除去装置と、CO<sub>2</sub> を分離し高濃度のメタンを精製するガス分離膜装置から構成される。図 2 - 5 に前処理設備のフローを図 2 - 6 に前処理設備の写真を示す。

シロキサンは消化ガスに含まれる微量成分の一つであり、ガス分離膜に付着し分離性能の低下や、水素製造設備の改質触媒にシリカとなって析出し改質反応を阻害する原因となる。シロキサン除去塔には活性炭が充填されており、吸着反応によりシロキサンを除去する。また、消化ガスは主に約 60vol%のメタンと約 40vol%の CO<sub>2</sub> で構成されており、そのまま水素製造設備に供給した場合、反応に寄与しない CO<sub>2</sub> の加温のための熱量が必要となる。そのため、ガス分離膜装置を用いて、消化ガス中の CO<sub>2</sub> を分離し、92vol%以上のメタンを含んだ精製ガスを水素製造設備に供給することにより、原燃料の加温に必要な熱量を削減することができる。図 2 - 7 にガス分離膜装置のフローを示す。

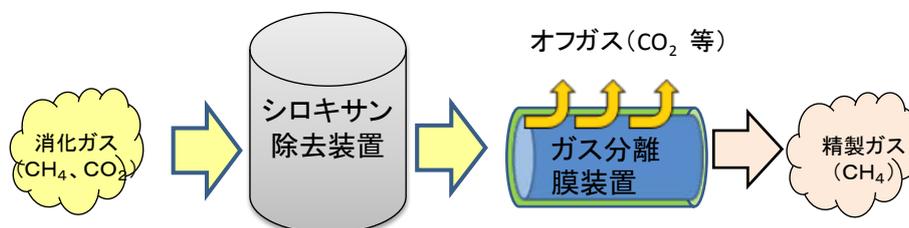


図 2 - 5 前処理設備フロー図



シロキサン除去装置



ガス分離膜装置

図 2 - 6 前処理設備写真

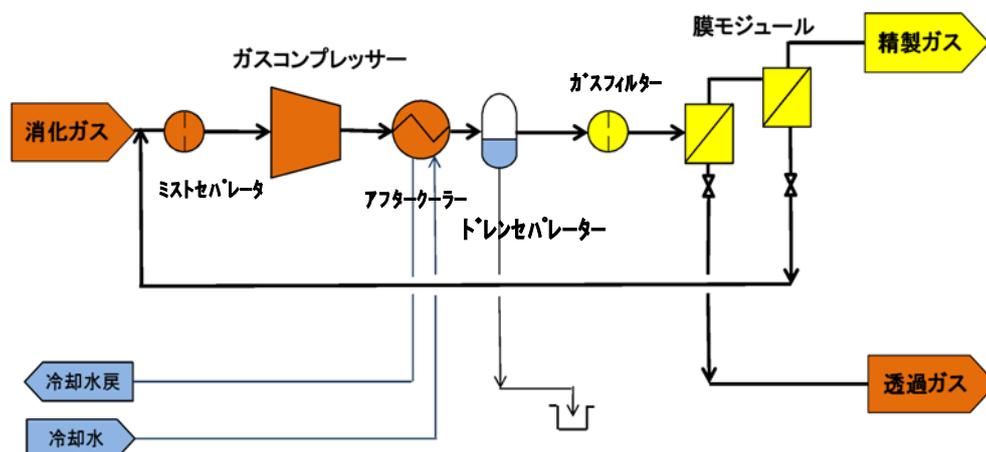


図 2 - 7 ガス分離膜装置フロー図

消化ガス中の  $\text{CO}_2$  を除去する方法として、ガス分離膜法以外にも、PSA 法、高圧水吸収法等がある。ガス分離膜法は、ガス精製の過程で水分がガス分離膜の透過ガス側に移行するため、精製ガスに水分を含まず、高圧水吸収法のように除湿機を必要としない。また、膜を透過したガスは、オフガスとして高濃度の  $\text{CO}_2$  を含んでいる。PSA 法と比べ、消化ガス中の組成変動に対する精製メタン濃度及びメタン回収率の変動が少なく、運転操作が容易である。ガス分離膜装置のその他の特徴を以下に記す。また、図 2 - 8 にガス分離膜の図を、表 2 - 1 に他方式との比較を示す。

- ① ガス分離膜装置は、主にガスコンプレッサー、ガスフィルター、膜モジュールで構成されており、シンプルな装置構成であるため、運転及び維持管理が容易である。また、膜モジュールはユニット化が可能であり、装置全体のコンパクト化が図られている。
- ② ガス分離膜を 2 段に分けて設置することで精製ガス中のメタン濃度を上げ、2 段目ガス分離膜の透過ガスをガスコンプレッサーの入口に戻してリサイクルすることによって、2 段目ガス分離膜の透過ガスに含まれるメタンを回収し、メタン回収率を上げている。
- ③ 海外を含めたユーザーによっては、精製ガスのメタン濃度の要求値が異なることがある。本技術による精製では、要求される精製メタン濃度 (80~95vol%) に設計・製作することが容易である。
- ④ 1 段目ガス分離膜のオフガスは高濃度の  $\text{CO}_2$  を含んでおり、 $\text{CO}_2$  を回収する設備を付加することにより、消化ガス中のメタンだけでなく、 $\text{CO}_2$  も利用することが可能となる。

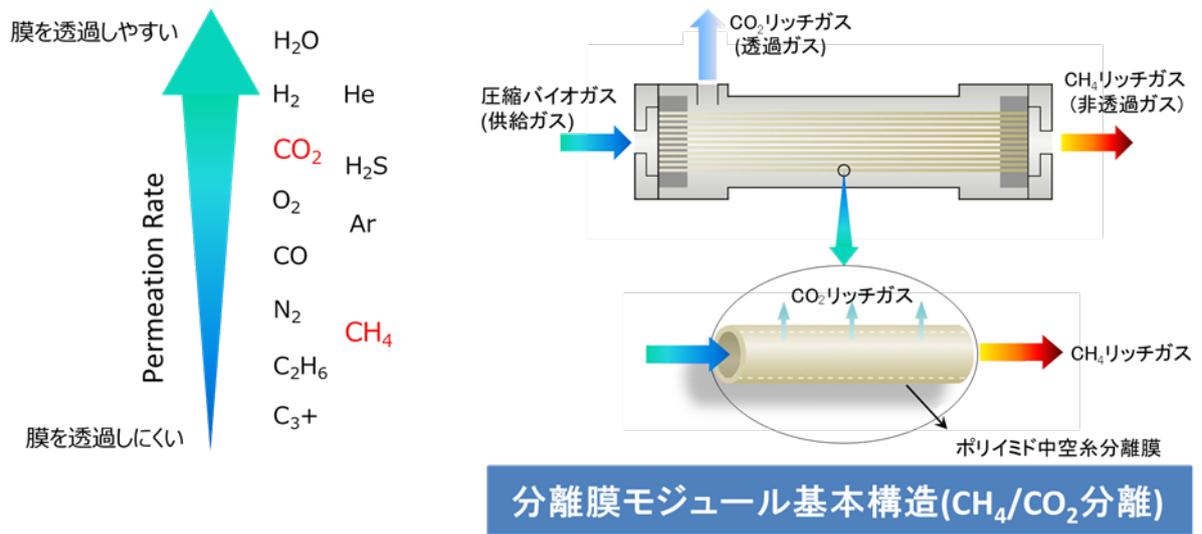


図 2 - 8 ガス分離膜とガス分離原理

表 2 - 1 ガス分離膜と他方式との比較

	ガス分離膜法	PSA 法	高圧水吸収法
原理 及び 操作	膜に対するメタン及び CO <sub>2</sub> の透過速度の違いを利用してガスを分離する。 消化ガスを加圧状態にして膜に供給し、透過速度の速い CO <sub>2</sub> を透過側に透過させることでメタンを濃縮する。	吸着剤に対するガスの吸着性の違いを利用してガスを分離する。 PSA では、加圧状態にて消化ガスを流し、CO <sub>2</sub> のみを吸着除去しメタンを濃縮する吸着工程と、減圧することによって吸着剤を再生する再生工程を組み合わせ、連続分離を行う。	水に対するガスの溶解性の違いを利用して、ガスを分離する。 水を吸収塔の塔頂から下に流し、加圧状態とした消化ガスを、向流となるよう下から上に流して、水と消化ガスを接触させ、水に溶けやすい CO <sub>2</sub> を溶解させ、メタンを濃縮する。
精製 CH <sub>4</sub> 濃度 CH <sub>4</sub> 回収率	○	○	◎
CO <sub>2</sub> 回収の 可否	○ CO <sub>2</sub> 回収可能	○ CO <sub>2</sub> 回収可能	× CO <sub>2</sub> 回収不可能
運転 安定性	◎ 消化ガスの組成変動に対して運転調整が不要であり、ほぼ同等の精製メタン濃度、回収率が達成できる。	△ 消化ガス中の CO <sub>2</sub> 濃度が大きく変動する場合は、吸着工程と再生工程の切替時間の変更等の運転調整が必要となる。	△ 消化ガス中の CO <sub>2</sub> 濃度が大きく変動する場合は、吸収液循環量を制御する必要がある。回収率には影響なし。
総合評価	○ CO <sub>2</sub> の回収設備の併設が可能及び消化ガスの濃度変動に対する運転安定性が高い。	△ 消化ガス中の CO <sub>2</sub> 濃度の変動が小さい場合は選定可能。	△ CO <sub>2</sub> を回収しない場合は選定可能。

§8 水素製造技術の概要と特徴

水素製造設備は、前処理設備で得られたメタンを主成分とする精製ガスを水蒸気改質反応により、高純度の水素を生成する設備であり、改質工程、変成工程及びガス精製工程の3工程により、燃料電池自動車に供給可能な水素を製造する。従来の工業用水素製造設備に比べ、水素ステーション用の水素製造設備は、さらに改良された方式を採用しており、水素製造効率の向上、コンパクト化を特徴としている。

【解説】

本技術は、前処理設備から供給されるメタンを主成分とする精製ガスを高温下において水蒸気と反応させ、水素を主成分とし一酸化炭素（CO）を含む改質ガスを製造する改質工程、改質ガス中の一酸化炭素をさらに水蒸気と反応させ、水素とCO<sub>2</sub>を含む変成ガスを製造する変成工程、PSA法により変成ガスを精製して燃料電池自動車に供給可能な純度 99.97vol%以上の水素を製造するガス精製工程の3工程から構成される。改質工程の改質反応と、変成工程の変成反応をあわせて水蒸気改質反応という。なお、ガス精製工程から排出されるオフガスは、水素や未反応のメタンを含んでいるため、改質器のバーナー燃料として有効利用している。図2-9に水素製造設備のフロー図を、図2-10に水素製造設備の写真を示す。

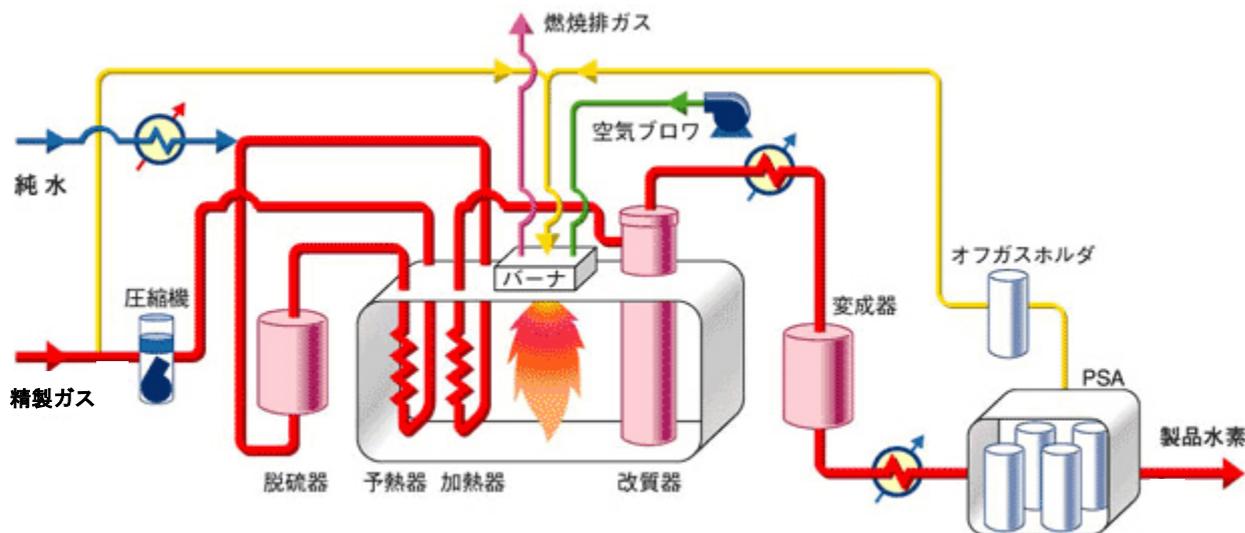
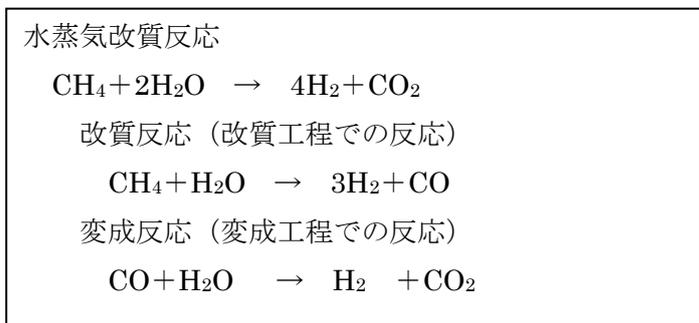


図2-9 水素製造設備フロー図

水素製造設備は、主な機器として改質器、変成器及びガス精製装置（PSA）から構成される。改質器は、改質触媒を充填した反応管であり、精製ガスと純水（比抵抗  $10\text{M}\Omega\cdot\text{cm}$  以上）を混合させた後に、高温下にて反応管内の触媒に通すことで水素と一酸化炭素が製造される。変成器は、変成触媒が充填された反応管であり、水蒸気と一酸化炭素を反応させることで、水素と  $\text{CO}_2$  が製造される。PSA は、吸着剤を充填した吸着塔から構成され、加圧状態にて吸着剤に  $\text{CO}_2$  等を吸着させ水素を精製する。水素製造設備の特徴を以下に記す。

- ① 燃焼排ガスだけでなく改質ガスや変成ガスから熱回収を行うことによりバーナー燃料の使用量を削減し、またガス精製を行う PSA を高回収率化することにより、水素製造効率を向上させている。
- ② 機器のコンパクト化や、改質器等の熱ロスを削減し、各主要機器の伝熱効率を向上させると共に、装置起動工程を最適化することにより、起動時間を従来の8時間から4時間に短縮している。
- ③ 設備の運転は自動運転方式であり、煩雑な手動操作なしで水素の製造が可能である。
- ④ 主な機器をスキッドマウントにし、コンパクトに納めているため、現地工事の簡略化が可能であり、コスト削減が図られている。
- ⑤ 設備異常時には、自動で安全停止するシステムを採用していることに加え、設備内で製造する水素が漏洩した場合でも、爆発下限濃度以上にならないよう強制換気をするシステムとしている。
- ⑥ 低  $\text{NO}_x$  バーナーの採用により燃焼排ガス中の  $\text{NO}_x$  の削減を図っている。



図 2 - 10 水素製造設備写真

### §9 水素供給技術の概要と特徴

水素供給設備は、製造した水素を圧縮し、燃料電池自動車に供給するための設備であり、水素圧縮機、蓄ガス器、ディスペンサー及びプレクール装置から構成されている。また、水素出荷設備を設置することにより、オフサイト水素ステーション等に水素を出荷することが可能となる。

#### 【解説】

水素供給設備は、水素製造設備で製造された高純度水素を燃料電池自動車に供給するための設備であり、水素圧縮機、蓄ガス器、ディスペンサー及びプレクール装置から構成される。水素圧縮機により高純度水素を 82MPaG まで昇圧し、蓄ガス器に一時貯留した後、プレクール装置で水素を冷却しながらディスペンサーにより、70MPaG 対応の燃料電池自動車に供給する。また、必要に応じて水素出荷設備を設置することにより、オフサイト水素ステーション等に水素を出荷することが可能となる。水素供給設備の概略フローを図 2 - 11、写真を図 2 - 12 に示す。

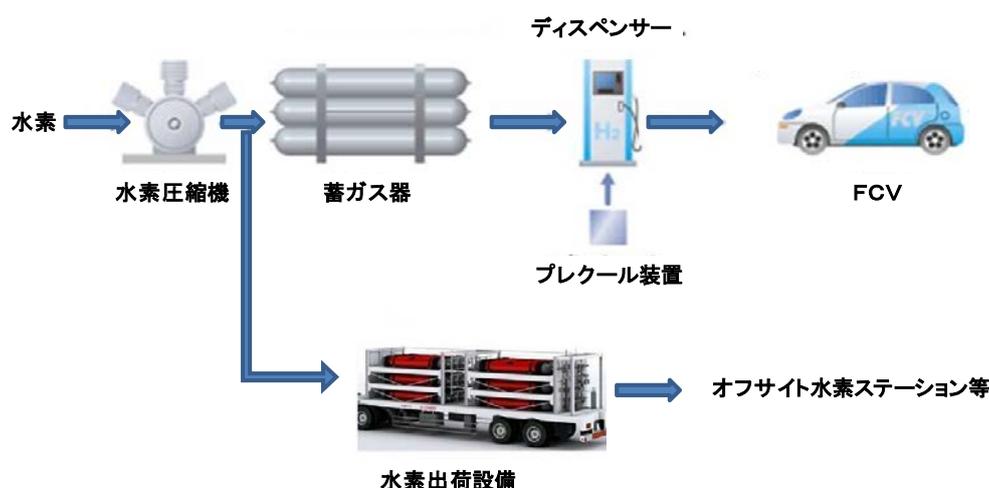


図 2 - 11 水素供給設備フロー図

水素供給設備の各機器の概要と特徴を以下に記す。

#### ① 水素圧縮機

水素圧縮機は、燃料電池自動車に供給する水素を圧縮するために設置されたもので次の特徴がある。

- ・水素ステーション用として設置面積の削減を目的としたコンパクト設計となっている。
- ・一般的な水素圧縮機の連続運転時間が約 4,000 時間であるのに対し、ダイヤフラム式でなく特殊なレシプロ構造にすることにより、8,000 時間以上の連続運転が可能となっているため、水素ステーションにおけるメンテナンス費が削減できる。

② 蓄ガス器

蓄ガス器は、水素を貯蔵しておくための容器で次の特徴がある。

- ・蓄ガス器として、鋼製容器と複合容器（肉厚の薄い金属容器に繊維を巻き付けて樹脂で繊維を固定平滑仕上げした構造の容器）とがあるが、取り扱いが容易な鋼製を採用している。
- ・蓄ガス器容量は一般的な300Lとし、低圧用、中圧用及び高圧用の3本をユニット化した3バンク方式での運用としている。この方式にすることにより、燃料電池自動車への充填を、車載水素タンク圧力に応じて切り替えることが可能となり、効率的な水素充填が可能となる。

③ ディスペンサー

ディスペンサーは、水素を燃料電池自動車に安全に充填するための装置であり、充填のためのノズルや操作盤により構成されており、次の特徴がある。

- ・一般高圧ガス保安規則第7条の3に基づいて設計されており、充填速度5 kg/3 minにて充填可能である。
- ・レセプタクル（水素充填ノズル）は、国内技術を採用しメンテナンスが容易である。
- ・赤外線通信機能を搭載しており、車載水素タンクの圧力、温度をデータ管理し、適切な水素充填を実施できる。

④ プレクール装置

プレクール装置は、ディスペンサーに付帯し、燃料電池自動車のタンクに充填する水素を冷却するもので、ディスペンサーと一体となった水素冷却用熱交換器、熱交換器に冷媒を供給する冷凍機、及び冷媒循環系統から構成される。水素を急速に充填すると断熱圧縮により温度が上昇するため、車載水素タンクの温度が上がり過ぎないように、あらかじめ水素を-40℃まで冷却する装置である。

⑤ 水素出荷設備

他の水素利用場所（オフサイト水素ステーション等）に水素を出荷するための設備であり、次の特徴がある。なお、水素出荷設備は、本システムに必須な設備ではなく、必要に応じて設置する。

- ・蓄ガス器から減圧するか、水素圧縮機から直接20MPaGの圧力にして水素ガスボンベの集合体（水素カードル）への充填が可能である。



水素圧縮機



蓄ガス器



ディスペンサー



水素出荷設備

図 2 - 12 水素供給設備写真

### § 10 CO<sub>2</sub> 液化回収技術の概要と特徴

CO<sub>2</sub> 液化回収設備は、ガス分離膜装置から排出される高濃度の CO<sub>2</sub> を含むオフガスから CO<sub>2</sub> を液化して回収する設備であり、除湿機、CO<sub>2</sub> 圧縮機、凝縮器、分離機及び液化 CO<sub>2</sub> タンクから構成される。

#### 【解説】

CO<sub>2</sub> 液化回収設備は、ガス分離膜装置から排出される高濃度の CO<sub>2</sub> を含むオフガスから CO<sub>2</sub> を液化して回収する設備であり、主な構成としては、ガス中の水分を除去する除湿機、除湿後のガスを圧縮する CO<sub>2</sub> 圧縮機、CO<sub>2</sub> を凝縮・分離する凝縮器・分離機及び液化した CO<sub>2</sub> を貯留する液化 CO<sub>2</sub> タンクから構成される。CO<sub>2</sub> 液化回収設備の概略フローを図 2 - 13 に、写真を図 2 - 14 に示す。

CO<sub>2</sub> を液化回収する際にガス中の水分の氷結を避けるため、熱再生式 (TSA 式) の除湿機によりオフガス中の水分を除去した後、CO<sub>2</sub> 圧縮機により 3MPaG まで昇圧する。昇圧されたオフガスは凝縮器、分離機に送られ、ブラインクーラーで -20~-30℃ まで冷却することにより、大部分の CO<sub>2</sub> を液化する。オフガスに含まれるメタンや窒素、酸素は凝縮せずに残り、ベントガスとして排出される。なお、ベントガスはメタンを 30vol% 程度含むため、水素製造の原料や水素製造設備のバーナー燃料として使用できる。

凝縮器、分離機で液化した CO<sub>2</sub> を設置場所状況に応じ、高低差または圧力差を利用して、一般的には二重殻断熱式の極低温容器 (Liquid Gas Container : LGC) に回収する。

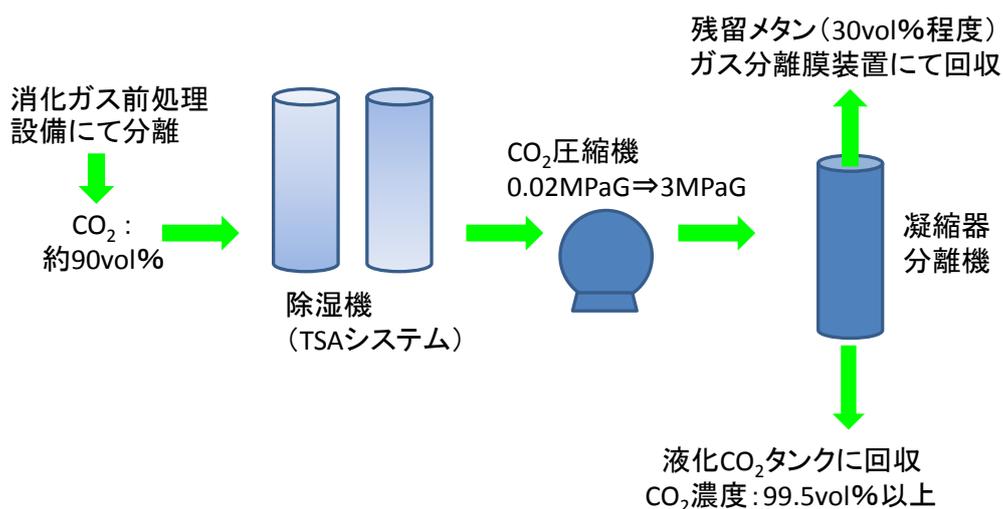


図 2 - 13 CO<sub>2</sub> 液化回収設備フロー図

本設備の特徴を以下に記す。

- ① 液化 CO<sub>2</sub> として、LGC に充填する仕様であるため、一般的な CO<sub>2</sub> ボンベが一本当たり 30kg 充填可能なのに対し、一本当たり 160kg の CO<sub>2</sub> を充填可能である。
- ② JIS 2 種相当 (JIS K 1106 : 1990) である純度 99.5vol% 以上の CO<sub>2</sub> の回収が可能である。



CO<sub>2</sub> 液化回収設備全体



液化 CO<sub>2</sub> タンク

図 2 - 14 CO<sub>2</sub> 液化回収設備写真

### § 11 夜間等運転時の概要と特徴

水素製造設備では、改質器・変成器の温度の上昇・低下による触媒の劣化を防ぐため、水素を製造・供給しない時間帯においても温度保持運転を行う必要がある。温度保持運転として、アイドル運転と待機運転の2種類の方法がある。

#### 【解 説】

水素製造設備の運転時、水蒸気改質反応を行うため改質器は約 900℃、変成器は約 300℃の高温に維持されており、運転の起動・停止を頻繁に行うと高温・低温の繰り返しによる触媒の劣化を招くことになる。それを防止するため、夜間等の水素を製造・供給しない時間帯においても、改質器・変成器の温度を高温に保持する必要がある。温度保持のための運転方法としてアイドル運転と待機運転の2種類の方法があり、水素ステーションの運転状況によって使い分けが可能である。それぞれの概要と特徴を以下に記す。

#### (1) アイドル運転

通常運転における最小負荷運転状態（ミニマムロード）からさらに負荷を下げた状態での運転で、製造した水素を全量改質器のバーナー燃料として使用する。図 2 - 15 にアイドル運転の概要を示す。

水素製造設備に精製ガスを供給する必要があるため、通常の運転時と同様、前処理設備を運転する必要がある。

通常運転への移行が約 1 時間と短いため、燃料電池自動車への充填間隔が開いた時のように一時的に待機状態にしたい場合に本運転方法を採用する。

#### (2) 待機運転

水素製造設備を一旦停止した後、水素製造設備内で水素を循環させ、消化ガスまたは都市ガス等を改質器のバーナー燃料として供給することにより、温度保持を行う運転方法である。図 2 - 16 に待機運転の概要を示す。

待機運転では、前処理設備を停止することができ、使用電力量の削減が可能となる。ただし、消化ガスを使って待機運転を行う場合は、消化ガス中のシロキサンを除去する必要があるため、シロキサン除去装置の運転が必要となる。

通常運転への移行には約 2.5 時間が必要であるため、長時間水素の製造・供給が不要となる夜間等で使用電力量、消化ガス使用量を極力削減したい場合に本運転方法を採用する。

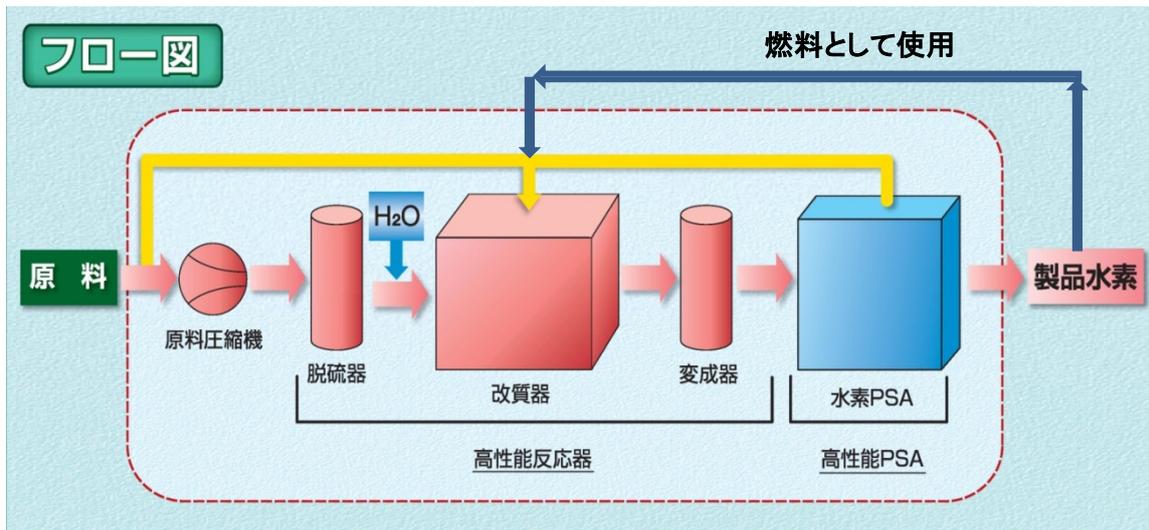


図 2 - 15 アイドル運転の概要

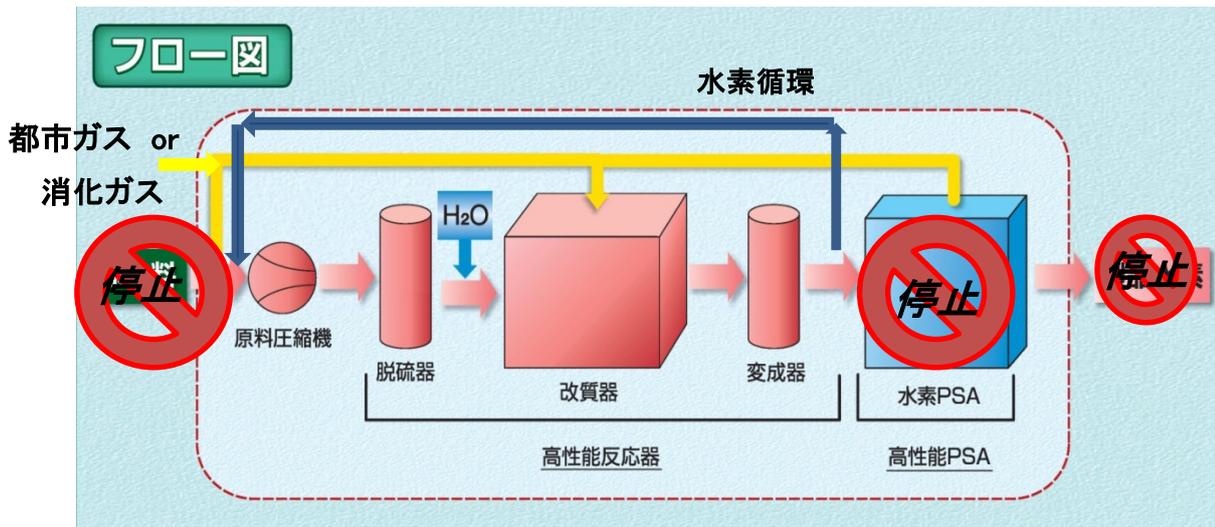


図 2 - 16 待機運転の概要

## 第2節 技術の適用条件

### § 12 適用条件及び推奨条件

本システムは消化ガス使用量及び消化ガス中のメタン濃度について適用範囲が広いため多くの下水処理場に適用可能であるが、消化ガス使用量や消化ガス中のメタン濃度によって、導入効果に大きな差異がある。このため、「適用条件」を満たすことを基本とするが、その中でも高い導入効果が得られることが予想される「推奨条件」を合わせて記す。

#### 【解説】

本システムの適用条件及び推奨条件として、消化ガス使用量、消化ガス中のメタン濃度、敷地条件等がある。

#### (1) 適用条件

本システムの適用条件を以下に記す。

##### 1) 消化ガス使用量

本技術は消化ガスから水素を製造する技術であるため、使用可能な消化ガスが存在することが前提となるが、設備の原理上、消化ガス使用量と消化ガス中のメタン濃度に制約はない。ただし、現有する最小規模の施設は、水素製造量として公称 50Nm<sup>3</sup>/h であり、最低 10Nm<sup>3</sup>/h (メタン濃度 60vol%換算) 以上の消化ガス使用量が必要となる。

##### 2) 敷地条件

現有する最小規模の施設を設置するのに必要な概略用地面積は、CO<sub>2</sub> 液化回収設備を導入する場合は 840m<sup>2</sup> となり、CO<sub>2</sub> 液化回収設備を導入しない場合は 800m<sup>2</sup> となる。

##### 3) 高圧ガス製造業務における有資格者の選任

水素ステーションの運用にあたっては、一般高圧ガス保安規則第 64 条、第 65 条及び第 66 条に基づき保安統括者、保安技術管理者及び保安係員の選任が必要となる。

#### (2) 推奨条件

本システムの推奨条件を以下に記す。

##### 1) 消化ガス使用量が 140Nm<sup>3</sup>/h 以上の設備とする

本技術は規模が大きいほどスケールメリットにより、コスト面、エネルギー面で有利となる。目安として、消化ガスを 140Nm<sup>3</sup>/h (メタン濃度 60vol%換算) 以上使用する設備規模において、水素を 12 時間運転にて製造し、前処理設備から排出される CO<sub>2</sub> を回収・販売すると、経費回収年が設備の耐用年数である 15 年以下となり、また、エネルギーの創出が可能となる。なお、140Nm<sup>3</sup>/h の算出方法については、資料編 II に記す。

##### 2) 消化ガス中のメタン濃度が高い

消化ガス中のメタン濃度については、ガス分離膜装置の原理上からの制約は特にないが、消化ガス中のメタン濃度が高いと同じ水素量を製造する場合、前処理設備で処理する消化ガス量が少

なくなるため、前処理設備を小さくできる。

3) 幹線道路に面し、消化槽に近い用地がある

水素ステーションの運営上、集客が容易となるため、幹線道路に面した用地が望ましい。また消化槽に近い場所にまとめて全施設を配置すると、各施設を結ぶ配管等の延長が短くなるため建設費が安価となり、施設管理も容易となる。

§ 13 導入シナリオ例

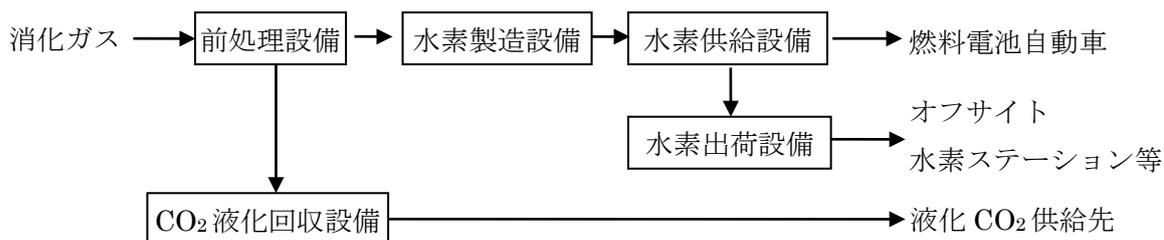
導入シナリオとして、下水処理場の消化ガスから水素を製造して、燃料電池自動車に供給するシステムを導入するものとする。

また、前処理設備のガス分離膜装置のオフガスから CO<sub>2</sub> を液化して回収する CO<sub>2</sub> 液化回収設備を導入する場合と導入しない場合がある。

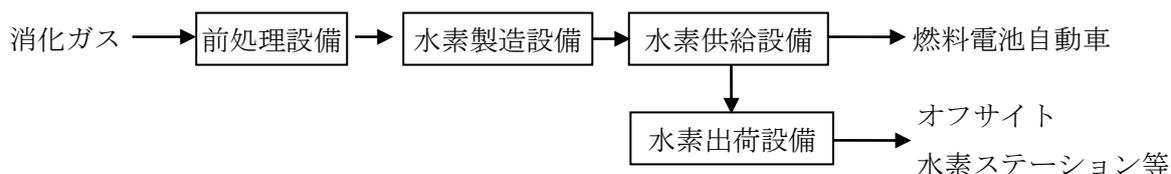
【解説】

本システムは、下水処理場の消化ガスを用いて燃料電池自動車の燃料となる水素を製造し供給することを目的として導入される。設備規模は水素製造設備の公称能力を基準に、50Nm<sup>3</sup>/h、100Nm<sup>3</sup>/h、200Nm<sup>3</sup>/h、300Nm<sup>3</sup>/h（水素製造量）があり、消化ガスの使用可能量にあわせ水素製造設備を選ぶことができる。また、CO<sub>2</sub> 液化回収設備を導入する場合と導入しない場合がある。

(1) CO<sub>2</sub> 液化回収設備を導入する場合



(2) CO<sub>2</sub> 液化回収設備を導入しない場合



## 第3節 実証研究に基づく評価の概要

## § 14 技術の評価項目

本技術の実証研究において評価された項目を以下に記す。

- (1) 経費回収年（建設費、維持管理費、水素販売収入、CO<sub>2</sub>販売収入）
- (2) エネルギー創出量
- (3) 温室効果ガス排出削減量

## 【解 説】

本技術における評価項目として（1）経費回収年、（2）エネルギー創出量、（3）温室効果ガス排出削減量について記す。

評価規模として、消化ガス量と水素製造設備能力（水素製造量）を表 2 - 2 に、評価の前提条件を表 2 - 3 に示す。それぞれの規模について、CO<sub>2</sub>液化回収設備を導入するケースと導入しないケースについて評価を行う。なお、消化ガス量とは、水素製造の原料として使用する量（システム内で再利用する消化ガス量は含まない）であり、下水処理場から供給する量（グランドフレアの種火の使用量は含まない）である。

表 2 - 2 評価規模

	消化ガス量	該当する水素製造設備能力
評価規模	60 Nm <sup>3</sup> /h	100 Nm <sup>3</sup> /h
	120 Nm <sup>3</sup> /h	200 Nm <sup>3</sup> /h
	180 Nm <sup>3</sup> /h	300 Nm <sup>3</sup> /h

表 2 - 3 評価の前提条件

消化ガス組成	CH <sub>4</sub> 濃度	57.4 vol% <sup>※1</sup>
	CO <sub>2</sub> 濃度	42.6 vol% <sup>※2</sup>
	シロキサン濃度	72 mg/Nm <sup>3</sup> <sup>※3</sup>
施設稼働率	95 % (345 日/年) <sup>※4</sup>	
1 日の運転時間	昼間 12 時間	
夜間運転方式	待機運転(消化ガス使用)	
水素販売単価	100 円/Nm <sup>3</sup>	
CO <sub>2</sub> 販売単価	120 円/kg	
※1：CH <sub>4</sub> 濃度は全国 15 下水処理場への調査を基に設定 ※2：消化ガス組成は、CH <sub>4</sub> 、CO <sub>2</sub> の 2 成分系として設定 ※3：実証フィールドの濃度を基に設定 ※4：年 1 回の定期点検としてディスプレイ等の点検に 20 日程度必要であるため、年間運転日数を 345 日とし、施設稼働率を 95%と設定		

## (1) 経費回収年

事業性の評価は、経費回収年を用いて行うものとする。経費回収年の算出にあたっては、建設費、維持管理費、水素販売収入を算出することが必要である。また、CO<sub>2</sub> 液化回収設備を導入する場合は、液化 CO<sub>2</sub> の販売収入も算出する。経費回収年の算出式を次に示す。

$$\text{経費回収年} = \frac{\text{建設費 (単位：百万円)}}{\text{水素販売収入} + (\text{CO}_2 \text{ 販売収入}) - \text{維持管理費 (単位：百万円/年)}}$$

なお、経費回収年の算出に用いられる各項目について以下に記す。

## 1) 建設費

建設費には、機械・電気設備費と土木建築費を計上する。機械・電気設備費には、前処理設備、水素製造設備、水素供給設備及び共通設備の設備費が含まれており、CO<sub>2</sub> 液化回収設備を導入する場合は CO<sub>2</sub> 液化回収設備費を含める。土木建築費は機械基礎のほか一般高圧ガス保安規則で定められた障壁、防火壁、ディスプレイ用のキャノピー（屋根）及び管理棟の土木建築費を含む。

## 2) 水素販売収入

年間に製造される水素量に水素販売単価を掛け算出する。

3) CO<sub>2</sub> 販売収入

CO<sub>2</sub> 液化回収設備を導入する場合は、CO<sub>2</sub> 販売収入を加算する。年間に回収される CO<sub>2</sub> 量に CO<sub>2</sub> 販売単価を掛け算出する。

## 4) 維持管理費

維持管理費には、電力費、上水費、消耗品費、人件費及び修繕費を計上する。

## ① 電力費

電力費には、前処理設備、水素製造設備、水素供給設備、共通設備で使用する電力量を計上し、電力単価を掛け算出する。CO<sub>2</sub> 液化回収設備を導入する場合は、CO<sub>2</sub> 液化回収設備で使用する電力量を加算する。

## ② 上水費

上水費には、水素製造に必要な純水用の水と、冷却塔の補給水を計上し、上水単価を掛け算出する。

## ③ 消耗品費

消耗品費には、純水製造用ポリシャー・薬品費、シロキサン除去用の活性炭交換費、ガス分離膜装置のガスフィルター及び交換膜費を計上する。

## ④ 人件費及び修繕費

人件費は、運転管理(日常点検・補修、定期点検)を行う人員を想定して計上する。一部の設備は高圧ガスに係わる設備であり、年1回の定期点検が必要であるため、修繕費として高圧ガスに係わる機器の定期点検費や4年に1度の改質触媒の交換費等を計上する。

## (2) エネルギー創出量

エネルギー創出量は、本システムを導入し、これまで未利用であった消化ガスから水素を製造することにより新たに得られるエネルギー量を示し、(a)製造された水素の持つ熱量から (b)水素製造に使用する化石燃料の熱量及び (c) 水素製造で使用する電力量の熱量を差し引いたものとし下記の式にて算出する。

$$\text{エネルギー創出量} = (a) - (b) - (c) \times 9.484$$

a : 製造された水素の持つ熱量

年間の水素製造量に水素の低位発熱量を掛け算出する。水素の低位発熱量は、10.8MJ/Nm<sup>3</sup> (出典:「総合効率と GHG 排出分析報告書」(平成 23 年 3 月 (財) 日本自動車研究所) <sup>4)</sup>「表 2 - 2 発熱量および CO<sub>2</sub> 排出原単位」) を用いる。

b : 水素製造に使用する化石燃料の熱量

水素製造に使用する化石燃料の熱量を計上する。工業用の水素製造設備では、水素の原料及び加温燃料として都市ガスを使用しているが、本システムでは、消化ガスを使用するため、この熱量はゼロとしている。

c : 水素製造に使用する電力量

電力量は消化ガスから水素を製造するのに使用する電力量として前処理設備、水素製造設備及び共通設備で使用する電力量を計上する。また、夜間は消化ガスによる待機運転を行うものとし、その電力量も計上する。なお、電力量から熱量の換算には、受電端投入熱量 9.484MJ/kWh (出典:「エネルギー源別標準発熱量及び炭素排出係数の改訂について」(平成 27 年 4 月 14 日 資源エネルギー庁) <sup>5)</sup>を用いる。

## (3) 温室効果ガス排出削減量

消化ガスから水素を製造し、燃料電池自動車の燃料として使用することによる温室効果ガス排出削減量を算出する。温室効果ガス排出削減量は、ガソリン車 (燃料電池自動車と同等の車格) が 1 日に燃料電池自動車と同じ距離を走行するものとして、(a) ガソリン車が消費するガソリン由来の CO<sub>2</sub> 排出量から (b) 水素を製造・供給するまでに使用するユーティリティ由来の CO<sub>2</sub> 排出量を差し引いたものとし下記の式にて算出する。

$$\text{温室効果ガス排出削減量} = (a) - (b)$$

a : ガソリン車が消費するガソリン由来の CO<sub>2</sub> 排出量

ガソリンを消費することによる CO<sub>2</sub> 排出量はガソリン消費量にガソリンの CO<sub>2</sub> 排出係数を掛けて算出する。ガソリンの CO<sub>2</sub> 排出係数は、2.32kg-CO<sub>2</sub>/L (出典:「総合効率と GHG 排出分析報告書」(平成 23 年 3 月 (財) 日本自動車研究所)「表 2 - 2 発熱量および CO<sub>2</sub> 排出原単位」) を用いる。

b : 水素を製造・供給するまでに使用するユーティリティ由来の CO<sub>2</sub> 排出量

ユーティリティ由来のCO<sub>2</sub>排出量として、電力、上水、シロキサン除去活性炭によるCO<sub>2</sub>排出量を計上する。水素を製造・供給するまでに使用する電力量として、前処理設備、水素製造設備、水素供給設備、共通設備で使用する電力量を計上する。また、CO<sub>2</sub>液化回収設備を導入する場合はCO<sub>2</sub>液化回収設備で使用する電力量を計上する。なお、夜間は消化ガスによる待機運転を行うものとし、その電力量を含めている。電力のCO<sub>2</sub>排出係数は、「平成26年度の電気事業者ごとの実排出係数・調整後排出係数等の公表について」(環境省)<sup>6)</sup>の代替値を用いる。また、上水及び活性炭のCO<sub>2</sub>排出係数は、「下水道における地球温暖化防止推進計画策定の手引き」(平成21年3月 国土交通省)<sup>7)</sup>「表3-7 上下水、薬品等の排出量原単位の例」から引用している。

温室効果ガス排出削減量を算出する前提条件を表2-4に示す。

表2-4 温室効果ガス排出削減量算出の前提条件

比較対象車		ガソリン車 (ハイブリッド)	燃料電池自動車
燃料消費率		21.4 km/L	12.1 km/Nm <sup>3</sup>
CO <sub>2</sub> 排出係数	ガソリン	2.32 kg-CO <sub>2</sub> /L	—
	電力	—	0.579 kg-CO <sub>2</sub> /kWh
	上水	—	0.0020 t-CO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>
	活性炭	—	0.26 t-CO <sub>2</sub> /t

### § 15 技術の評価結果

本技術における以下の評価項目の評価結果を記す。

- (1) 経費回収年
- (2) エネルギー創出量
- (3) 温室効果ガス排出削減量

#### 【解 説】

本技術の評価結果では、§ 14 で設定した条件において3段階の異なる消化ガス量について、CO<sub>2</sub>液化回収設備を導入する場合と導入しない場合の6ケースについて評価した結果を表 2 - 5 に示す。試算に用いた簡易算出式は § 18 に、簡易算定式の算出方法については、資料編Ⅱに記す。

表 2 - 5 評価結果

評価項目	消化ガス量	60 Nm <sup>3</sup> /h		120 Nm <sup>3</sup> /h		180 Nm <sup>3</sup> /h	
		あり	なし	あり	なし	あり	なし
経費回収年	年	—*	—*	18.7	198	10.2	27.7
エネルギー創出量	GJ/年	-533	-581	1,090	977	2,712	2,536
温室効果ガス排出削減量	t-CO <sub>2</sub> /年	-26	25	188	252	401	479

※：収入よりも維持管理費が上回っているため、算出不可

#### (1) 経費回収年

建設費の算出結果を表 2 - 6、維持管理費の算出結果を表 2 - 7、経費回収年を表 2 - 8 に示す。

表 2 - 6 建設費

(単位：百万円)

消化ガス量	60 Nm <sup>3</sup> /h		120 Nm <sup>3</sup> /h		180 Nm <sup>3</sup> /h	
	あり	なし	あり	なし	あり	なし
CO <sub>2</sub> 液化回収設備	あり	なし	あり	なし	あり	なし
機械・電気設備費	634	537	728	615	821	694
土木建築費	103	87	114	97	126	107
合 計	737	624	842	712	947	801

表 2 - 7 維持管理費

(単位：百万円/年)

消化ガス量	60 Nm <sup>3</sup> /h		120 Nm <sup>3</sup> /h		180 Nm <sup>3</sup> /h	
CO <sub>2</sub> 液化回収設備	あり	なし	あり	なし	あり	なし
電力費	11.9	9.9	18.5	15.3	25.1	20.7
上水費	0.8	0.7	1.3	1.2	1.9	1.7
消耗品費	2.9	2.8	4.3	4.1	5.8	5.5
人件費及び修繕費	42.0	39.6	43.2	40.5	44.3	41.4
合計	57.6	53.0	67.3	61.1	77.1	69.3

表 2 - 8 経費回収年

消化ガス量		60 Nm <sup>3</sup> /h		120 Nm <sup>3</sup> /h		180 Nm <sup>3</sup> /h	
CO <sub>2</sub> 液化回収設備		あり	なし	あり	なし	あり	なし
建設費	百万円	737	624	842	712	947	801
維持管理費	百万円/年	57.6	53.0	67.3	61.1	77.1	69.3
水素販売収入	百万円/年	33.5	31.3	69.4	64.7	105.3	98.2
CO <sub>2</sub> 販売収入	百万円/年	21.4	0	42.9	0	64.3	0
年間収益	百万円/年	-2.7	-21.7	45.0	3.6	92.5	28.9
経費回収年	年	—	—	18.7	198	10.2	27.7

## (2) エネルギー創出量

エネルギー創出量の算出結果を表 2 - 9 に示す。

表 2 - 9 エネルギー創出量

(単位:GJ/年)

消化ガス量	60 Nm <sup>3</sup> /h		120 Nm <sup>3</sup> /h		180 Nm <sup>3</sup> /h	
CO <sub>2</sub> 液化回収設備	あり	なし	あり	なし	あり	なし
エネルギー創出量	-533	-581	1,090	977	2,712	2,536

## (3) 温室効果ガス排出削減量

温室効果ガス排出削減量の算出結果を表 2 - 10 に示す。

表 2 - 10 温室効果ガス排出削減量

(単位:t-CO<sub>2</sub>/年)

消化ガス量	60 Nm <sup>3</sup> /h		120 Nm <sup>3</sup> /h		180 Nm <sup>3</sup> /h	
CO <sub>2</sub> 液化回収設備	あり	なし	あり	なし	あり	なし
温室効果ガス排出削減量	-26	25	188	252	401	479