

平成 31 年度環境省委託業務

平成 31 年度中小廃棄物処理施設における
先導的廃棄物処理システム化等評価・検証事業

CO₂分離膜を適用した
次世代低炭素型高効率バイオガス発電システム
及びコンバインドシステム

成 果 報 告 書

令和 2 年 9 月

株式会社タクマ
株式会社ルネッサンス・エナジー・リサーチ
南但広域行政事務組合

目次

要約	1
Abstract	7
第1章 事業概要	14
1. 事業概要	14
2. 事業目的、成果目標及び実施スケジュール	16
2-1. 事業目的	16
2-2. 成果目標	17
2-3. 実施スケジュール	21
3. 事業実施体制	21
3-1. 事業実施体制	21
3-2. 事業に係る検討会	22
3-3. 平成31年度中小廃棄物処理施設における廃棄物エネルギー回収方策等 に係る検討調査委託業務ヒアリング等への協力	23
4. システム概要	24
第2章 システムI：CO ₂ 分離膜を適用した高効率バイオガス発電システム	26
1. 平成29、30年度の成果概要	26
1-1. 基礎試験	26
1-1-1. 基礎試験目的	26
1-1-2. 基礎試験方法	27
1-1-3. 基礎試験結果	28
1-2. 平成30年度実証試験1	32
1-2-1. 実証試験目的	32
1-2-2. 実証試験方法	32
1-2-3. 実証試験結果	34
1-3. 平成29、30年度試験結果まとめ	37
2. バイオガス中膜被毒成分の調査	38
2-1. バイオガス中膜被毒成分の分析結果	39
2-2. 膜被毒成分除去の基礎試験	42
3. 平成31年度実証試験1	44
3-1. 実証試験目的	44
3-2. 実証試験方法	44
3-3. 実証試験結果	46

4.	実証試験 2	50
4-1.	実証試験概要	50
4-2.	実証試験方法	50
4-3.	実証試験工程	54
4-4.	実証試験結果	55
5.	まとめ	61
第 3 章	システム II : 分離回収した CO ₂ の有効利用システム	62
1.	分離回収した CO ₂ の利用用途についての調査	62
2.	分離回収した CO ₂ の灰への固定化システムの評価	66
2-1.	CO ₂ 固定化試験	66
2-2.	CO ₂ 固定化処理灰の重金属溶出挙動	70
2-3.	まとめ	73
3.	分離回収した CO ₂ を用いた重曹製造システムの評価	74
3-1.	重曹製造試験	75
3-2.	重曹製造システムの FS	79
3-3.	まとめ	85
4.	分離回収した CO ₂ を用いたメタネーションシステムの評価	86
4-1.	メタネーション反応による合成メタンの製造	86
4-2.	メタネーションシステムの検討条件	87
4-3.	メタネーションシステムの FS	89
4-4.	まとめ	92
第 4 章	システム III : 併設焼却炉でのガスエンジン排ガスの有効利用システム	93
1.	平成 29、30 年度の成果概要	94
1-1.	NO _x 濃度と排ガス量の低減効果を向上させる運転方法の検討	94
1-2.	燃焼シミュレーション	95
1-2-1.	目的	95
1-2-2.	解析方法	95
1-2-3.	解析結果	100
1-2-4.	まとめ	107
1-3.	小型実験炉での実証試験	107
1-3-1.	試験目的	107
1-3-2.	試験方法	108
1-3-3.	試験結果	113
1-4.	実証試験結果を踏まえた燃焼シミュレーションによる再計算	118
2.	まとめ	119

第5章 各システムのFS (CO ₂ 排出量およびコスト試算)	120
1. 従来の単純焼却システムとコンバインドシステムの試算条件	121
2. 各システムのCO ₂ 排出量の試算	122
2-1. 単純焼却システムのCO ₂ 排出量	122
2-2. 従来コンバインドシステムのCO ₂ 排出量	123
2-3. 高効率コンバインドシステム システムIのCO ₂ 排出量	124
2-4. 高効率コンバインドシステム システムII、IIIのCO ₂ 排出量	125
2-5. 高効率コンバインドシステム システム全体のCO ₂ 排出量	126
3. 各システムのコストの試算	127
3-1. 単純焼却システムのコスト	128
3-2. 従来コンバインドシステムのコスト	129
3-3. 高効率コンバインドシステム システムIのコスト	130
3-4. 高効率コンバインドシステム システムII、IIIのコスト	131
3-5. 高効率コンバインドシステム システム全体のコスト	133
4. 高性能船用天然ガスエンジンの評価	134
第6章 成果と課題	135
1. 成果と課題	135
参考文献	139

要約

近年、各種施策の推進により、ごみ焼却に伴って生じるエネルギーの有効利用が一層進められ、蒸気タービンを用いたごみ発電の発電効率が向上している。具体的には、発電設備が設置されている施設における発電効率の平均値は、平成 18 年度は 10.93%であったが、平成 29 年度は 12.98%と上昇している。しかしながら、蒸気タービンは小型になるとエネルギー損失が相対的に大きくなるため、発電出力の小さい施設では発電効率が低くなることから、100 トン/日未満の中小規模施設においては、ほとんど発電が行われていない。

一方、メタンガス化施設に設置するガスエンジンは、施設規模 100 トン/日未満の施設であっても、蒸気タービンと比較して高い発電効率が確保できるため、効率の高いごみ発電プロセスを構築できる。

廃棄物のメタンガス化によって生成されるバイオガスは、メタン (CH₄) 濃度が 50～55%、二酸化炭素 (CO₂) 濃度が 45～50%であるため、バイオガス専用のガスエンジンを用いて発電を行っているが、発電効率は汎用の都市ガス仕様のガスエンジンより低いものとなっている。また現状システムのバイオガス中の CH₄ 濃度では適用できる国内製のガスエンジンが少なく、海外製のものを導入せざるを得ない状況にあり、初期コストや維持管理コストが高いものとなっている。

バイオガスの CH₄ 濃度を 90%程度まで高めることにより、都市ガス仕様の国内製汎用ガスエンジンを使用することが可能となる。これによって、バイオガス発電システムの発電効率が向上して CO₂ 排出量が削減でき、初期コストや維持管理コストに優れたシステムとなり、中小規模施設におけるメタンガス化施設の導入促進に繋がりが、有効利用される廃棄物エネルギーが増大する。

バイオガス中の CO₂ を分離する方法には、吸収剤や吸着剤による分離法（化学吸収法や PSA 法）や、分子サイズや膜材料への親和性の違いにより分離する膜分離法、CO₂ との沸点の違いを利用して分離する深冷分離法などがある。CO₂ 排出量削減の観点より、膜による分離は省エネルギープロセスであり、バイオガス中の CO₂ を分離する方法として適している。

バイオガス中の CO₂ を膜分離法によって分離し、CH₄ 濃度を 90%程度まで高めると、都市ガス仕様のガスエンジンが適用可能となる。施設規模が 50 トン/日程度のバイオガス用エンジン発電機（300kW クラス）の発電効率は 33%程度であるが、都市ガス仕様では 38%程度となるため、約 15%の発電量増加が見込まれる（システム I）。

分離回収した高濃度の CO₂ を大気放出させずに、併設する焼却施設から発生する主灰や飛灰へ固定化（炭酸化）することで、カーボンマイナスも可能となる。灰の炭酸化によって、重金属類の溶出が抑制されるため、主灰を土木用資材として有効利用し、また飛灰の重金属固定化薬剤の使用量を削減されることで、ランニングコストを

低減できる。また分離回収した CO₂ を別の用途へも利用することで、さらなるカーボンマイナスが可能となる（システムⅡ）。

ガスエンジンの排ガスは低酸素濃度であるため、この排ガスを併設する焼却炉内へ吹き込むことで、排ガス再循環システムと同様の効果が期待できる。すなわち、焼却炉およびガスエンジン排ガス中の窒素酸化物（NO_x）を同時に抑制し、また低空気比燃焼により排ガス量が減少するため、誘引通風機などの消費電力を低減することができる（システムⅢ）。

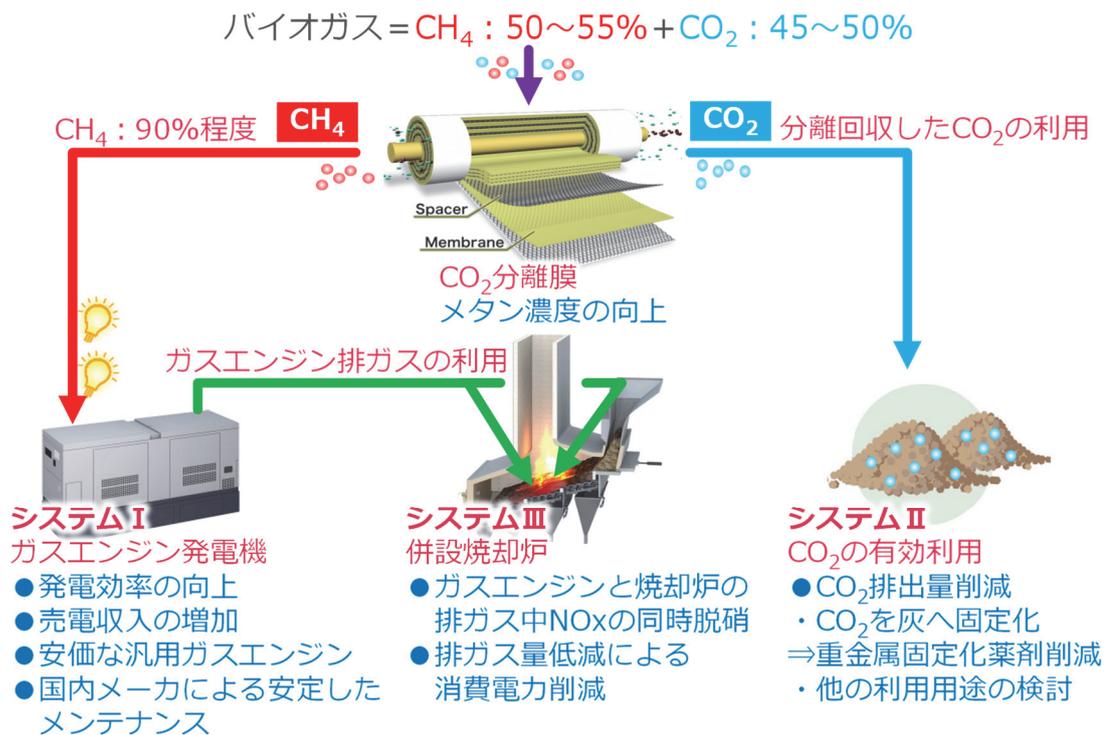


図 1 次世代低炭素型高効率バイオガス発電システム
およびコンバインドシステム

以上のように、メタンガス化施設と焼却施設から成るコンバインドシステムにCO₂分離膜を適用することによって、現状よりも高効率なバイオガス発電を行うことができる。さらに分離回収したCO₂やガスエンジン排ガスを併設する焼却施設で有効利用することで、CO₂排出量を削減することができる。そこで、平成29年度からCO₂分離膜を適用したバイオガス発電システムのCO₂排出量やライフサイクルコストについて、従来システムとの比較評価・検証を行った。

システムⅠについては、平成29年度にバイオガスの組成に調整した模擬ガスを用いてCO₂分離膜の最適運転条件をラボ試験で確認し、これに基づいて実証試験装置の設計・製作を行った。平成30年度は実際のバイオガスを用いてCO₂分離膜の適用性を確認する実証試験を行い、その結果から最適運転条件の再検討を行った。平成31年度は再検討した運転条件で実証試験を行い、その試験結果から、本システムのCO₂排出量とコストの削減量を試算した。さらに平成31年度は、別途開発を進めている高性能な船用天然ガスエンジンを本システムに適用した場合の、更なるCO₂排出量とコストの削減量について検討を行った。

システムⅡについては、平成29年度に灰へのCO₂固定可能量の測定と、固定化処理灰の重金属類溶出量の抑制効果の確認を行った。また、その他のCO₂利用用途について調査し、整理を行った。平成30年度はCO₂固定化処理灰の重金属類溶出挙動の追加調査を行った。またその他のCO₂利用用途として、併設焼却炉の酸性ガス処理薬剤として利用できる重曹(NaHCO₃)の製造試験と、メタネーションによるCO₂の利用について検討を行った。

システムⅢについては、平成29年度に併設焼却炉とガスエンジン排ガスのNO_xと排ガス量の削減効果について、燃焼シミュレーションで確認を行い、小型実験炉で検証を行った。平成30年度は更なる削減効果を得ることができる条件について、燃焼シミュレーションと小型実験炉で検証を行った。

平成29年度から31年度における成果概要は以下のとおりである。

【システム I】

(1) 模擬ガスを用いた基礎試験と実際のバイオガスを用いた実証試験でガス圧力や温度、湿度条件を変化させた場合の膜の CO₂ 透過速度を測定し、透過速度の依存式を導出した。

(2) 実証試験の結果から得られた CO₂ 分離膜の最適運転条件は以下の通りである。

【設定条件】

- 原料ガス CH₄ 濃度 : 52.5%-dry
- 原料ガス CO₂ 濃度 : 47.5%-dry
- 膜面積 : 膜分離モジュール 1 本 (低圧仕様)
- 精製ガス CH₄ 濃度 : 90%-dry

【最適条件】

- 原料ガス流量 : 2m³N/h
- 原料ガス圧力 : 340kPa(G)
- 原料ガス温度 : 110℃
- 原料ガス湿度 : 80%Rh

(3) 10 回の立上げ下げを含む 10 日間の運転を行い、安定した CO₂ 分離膜の性能を確認した。

(4) 高性能船用天然ガスエンジンを適用するためのシミュレーションによる CO₂ 分離膜の想定最適運転条件は以下の通りである。なお、シミュレーションの精度は明石市二見浄化センターで実施した予備試験で確認している。

【設定条件】

- 原料ガス CH₄ 濃度 : 52.5%-dry
- 原料ガス CO₂ 濃度 : 47.5%-dry
- 膜面積 : 膜分離モジュール 1 本 (低圧仕様)
- 精製ガス CH₄ 濃度 : 80%-dry

【想定最適条件】

- 原料ガス流量 : 10m³N/h
- 原料ガス圧力 : 700kPa(G)
- 原料ガス温度 : 110℃
- 原料ガス湿度 : 90%Rh

(5) 八戸市東部終末処理場で実施した CO₂ 分離膜と高性能船用天然ガスエンジンの組み合わせ実証試験の結果、目標とした発電効率 43% (400kW 時) に対して、39%の結果であった (着火用パイロット燃料油の熱量を考慮すると 38%)。

【システムⅡ】

- (1) システムⅠで分離回収したCO₂を灰へ固定化した場合、灰のCO₂固定可能量は灰1ton-dryあたり、主灰では55.4kg-CO₂、飛灰では28.6kg-CO₂であった。
- (2) 飛灰にCO₂を固定化することで環告13号による鉛溶出量が減少し、重金属固定化薬剤を使用しなくても鉛溶出量が基準値以下になることを確認した。
- (3) 主灰にCO₂を固定化することで、飛灰と同様に環告46号による鉛溶出量が減少した。しかし、環告19号による鉛含有量（塩酸に溶出する量）には抑制効果がなかった。
- (4) 灰のCO₂固定化による鉛の溶出挙動について、長期的な安定性を確認するためにpH依存性試験を行った。pHが7から10の範囲では溶出量は定量下限値未満であったが、それ以外では溶出量が増加した。飛灰ではpH6以下、11以上で鉛溶出量が基準値を超過するため、重金属固定化薬剤を添加する必要があることが判明した。但し、CO₂固定化を行っていない飛灰と比べると固定化した場合の溶出量は少なく、重金属固定化薬剤の使用量が削減できる。
- (5) 併設焼却炉の酸性ガス処理薬剤に使用する消石灰に代えて、分離回収したCO₂を利用して製造した重曹（NaHCO₃）を使用した場合、ランニングコストは低減するが、重曹の原料となる苛性ソーダ（NaOH）の製造に係るCO₂排出量が消石灰のそれよりも大きいため、システム全体としてはCO₂排出量が増加する試算を得た。
- (6) 分離回収したCO₂を利用してメタネーションにより合成CH₄を製造し、発電を行うシステムについて検討を行い、システムが経済的に成り立つ条件の分析を行った。

【システムⅢ】

- (1) 燃焼シミュレーション（数値解析）によって、ガスエンジン排ガスを焼却炉内へ吹き込むことで、排ガス再循環システムと同様に焼却炉およびガスエンジン排ガス中のNO_xを同時に低減し、また低空気比燃焼が可能であることを確認した。
- (2) ガスエンジン排ガスを模擬したガスを小型実験炉の炉内へ吹き込むことで、排ガス再循環システムと同様に実験炉の排ガスおよび模擬ガスのNO_xの低減と、低空気比燃焼が可能であることを確認した。
- (3) ガスエンジン排ガスの吹込み条件（吹込み流速、吹込み位置）による発生NO_x量に対する影響を検証し、最適な吹込み条件を確認した。

【システム全体】

- (1) CO₂ 排出量の削減効果は、50 トン/日（14,000 トン/年）の施設規模の場合、高効率コンバインドシステムを適用すれば、従来の単純焼却システムよりも年間 986ton の CO₂ が削減できると試算された。実証試験の結果、高性能ガスエンジンを適用した場合の発電効率が目標値に達しなかったことと、試験に用いた機種は 800kW 機をベースとした 400kW 仕様のガスエンジン発電機であり、試算条件から外れるため、高性能ガスエンジンを適用したケースの比較評価は行わない。
- (2) 一方ライフサイクルコストに関しては、実証試験結果を反映した結果、膜エレメント本数やバイオガス脱硫設備のコスト増によって、単純焼却システムと比較して 10 年間で 36.9 百万円増加する結果となった。ただし、膜エレメントのコストについては、量産効果等により単価は当初想定（試作品単価）の 30%にまで低減できる予定であり、50.6 百万円/10 年のコスト削減が期待できる。

表 1 各システムの CO₂ 排出量、コスト削減効果※1

項目			従来 コンバインド	高効率 コンバインド 汎用エンジン
従来 コンバインド	CO ₂ 排出量	t-CO ₂ /年	-849	←
	コスト	百万円/10 年	-30.5	←
高 効 率 コ ン バ イ ン ド	システム I	CO ₂ 排出量	—	-59
		コスト※2	—	+103.6 (+16.1)
	システム II	CO ₂ 排出量	—	-22
		コスト	—	-17.0
	システム III	CO ₂ 排出量	—	-56
		コスト	—	-19.2
	システム 全体	CO ₂ 排出量	-849	-986
		コスト※2	百万円/10 年	-30.5

※1: 表中の数値は単純焼却システムと比較した場合

※2: 括弧内のコスト削減量は膜エレメント単価が低減された場合

Abstract

In recent years, the implementation of various measures has further promoted the effective use of energy produced by waste incineration and improved the efficiency of waste power generation using steam turbines. Specifically, the average value of the efficiency of electric power generation in facilities where power generation systems are installed was 10.93% in FY 2006 and increased to 12.98% in FY 2017. However, compact steam turbines produce relatively large energy losses, and the efficiency of electric power generation is reduced in Municipal Solid Waste Incineration Facilities (MSWIFs) with small power generation output. Therefore, little electricity is generated in small- and medium-sized MSWIFs with a capacity of less than 100 t/day.

On the other hand, the gas engines installed in methane gasification facilities can establish highly efficient waste power generation processes because they can ensure higher power generation efficiency than steam turbines even if they have a capacity of less than 100 t/day.

Since the biogas, which is generated by the methane gasification of waste, contains methane (CH₄) at a concentration of 50-55% and carbon dioxide (CO₂) at a concentration of 45-50%, the gas engines dedicated for biogas are used for power generation. The power generation efficiency of gas engines dedicated for biogas is lower than that of general-purpose gas engines for city gas. In addition, there are only limited domestic-made gas engines compatible with the concentration of CH₄, which is contained in the biogas generated by current system. As a result, the situation is such that there is no choice but to introduce foreign-made gas engines, which require high initial and maintenance costs.

Increasing the concentration of CH₄ contained in the biogas to approximately 90% enables the use of domestic-made general-purpose gas engines for city gas. This not only realizes a reduction of CO₂ emissions due to an increase in the power generation efficiency of biogas power generation system but also creates a system with lower initial and maintenance costs. As a result, the introduction of methane gasification facilities in small- and medium-sized MSWIFs is promoted, leading to an increase in waste energy that is used effectively.

The methods for separating CO₂ contained in the biogas include the separation methods using an absorbent or sorbent (such as chemical absorption method and PSA method), the membrane separation methods for performing separation according to the difference in molecular size and affinity for the membrane material, and the cryogenic distillation method for performing separation by using the difference in boiling point from CO₂. From the perspective of the reduction of CO₂ emissions, the separation through the membrane is an energy-saving process and is appropriate as a method for separating CO₂ contained in the biogas.

Separating CO₂ contained in the biogas using a membrane separation method and

increasing the concentration of CH₄ to approximately 90% enable the application of the gas engines for city gas. In the case of facilities with a capacity of approximately 50 t/day, the power generation efficiency of engine generators for biogas (300 kW class) is approximately 33%, but that of engine generators for city gas is approximately 38%. Therefore, the power generation amount is expected to be increased by approximately 15% (System I).

If the high concentration of CO₂ separated and collected could be fixed (carbonated) to the bottom ash and fly ash generated from an incinerator, which is located at the same site, without releasing into the atmosphere, carbon negative would be realized. Since the carbonation of ash reduces the elution of heavy metals, utilizing bottom ash effectively as civil engineering material, as well as reducing the usage of heavy metals fixing agents for fly ash, would enable a reduction in running costs. In addition, using the separated and collected CO₂ for other applications, further carbon negative is expected to be realized (System II).

The exhaust gas from gas engines contains a low level of oxygen. Therefore, the same effect as exhaust gas recirculation system can be expected by injecting this exhaust gas into an incinerator located at the same site. In other words, since the nitrogen oxides (NO_x) both in the incinerator and the exhaust gas from the gas engine are reduced simultaneously, and the amount of exhaust gas decreases due to low air-ratio combustion, the power consumption of ventilation devices, such as induced draft fan can be reduced (System III).

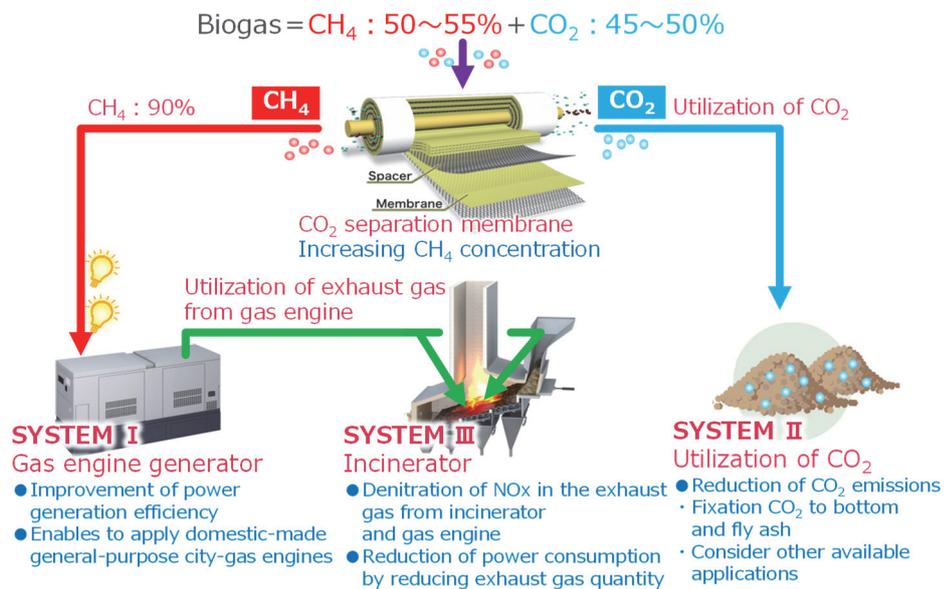


Fig.1 Next-generation low-carbon highly efficient biogas power generation system and combined system

As described above, adopting the CO₂ separation membrane in a combined system consisting of methane gasification facilities and incineration facilities makes it possible to perform biogas power generation more efficiently. Furthermore, utilizing separated and

collected CO₂ and exhaust gas from gas engines in the incineration facility located at the same site effectively reduces CO₂ emissions. Therefore, the CO₂ emissions and life cycle cost of the biogas power generation system in which the CO₂ separation membrane was adopted were evaluated and verified in comparison with conventional system, starting from FY 2017.

For System I, simulated gas adjusted to the composition of biogas was used to obtain basic data on the optimal operating conditions of CO₂ separation membranes in laboratory tests and to design and fabricate the testing device for a verification test in FY 2017. A verification test with real biogas was conducted to verify the applicability of CO₂ separation membranes and to re-examine optimal operating conditions based on the results from the verification test in FY 2018. In FY 2019, a verification test was conducted under the re-examined operating conditions to estimate the amount of CO₂ emissions and costs to be reduced in this system based on the results from the verification test. In addition, it was examined further CO₂ emissions and cost reductions when a high-performance marine natural gas engine, which is being separately developed, is applied to this system in FY 2019.

For System II, the measurement of the amount of CO₂ that could be fixed to ash and the determination of the reduction of the elution amount of heavy metals by the fixation to ash were performed in FY 2017. Other applications of CO₂ were also investigated and summarized. In FY 2018, additional investigations of elution behaviors of heavy metals with the fixation of CO₂ to ash were performed. In addition, other applications of CO₂ were considered, including a production test of sodium bicarbonate (NaHCO₃) that could be used as an acid gas treatment agent for the incinerator located at the same site and a study on the use of CO₂ by methanation.

For System III, a combustion simulation was performed to determine the reduction of the amount of NO_x and exhaust gas from the incinerator located at the same site and the exhaust gas from a gas engine and verification was performed in a small experimental incinerator in FY 2017. In FY 2018, combustion simulation and verification in a small experimental incinerator were performed to verify conditions to achieve further reduction.

The achievements from FY 2017 to FY 2019 are summarized as follows:

[System I]

(1) The CO₂ permeation rate of the membranes was measured under varying conditions of gas pressure, temperature, and humidity in basic tests using a simulated gas and verification tests using real biogas, and the permeation rate dependence formula was derived.

(2) The optimal operating conditions of the CO₂ separation membrane obtained from the results of the verification test are as follows:

[Set conditions]

- CH₄ concentration in raw material gas : 52.5%-dry
- CO₂ concentration in raw material gas : 47.5%-dry
- Area of membrane : One membrane separation module (low-pressure application)
- CH₄ concentration in purified gas : 90% -dry

[Optimal conditions]

- Raw material gas flow rate : 2 m³N/h
- Raw material gas pressure : 340 kPa(G)
- Raw material gas temperature : 110°C
- Raw material gas humidity : 80% RH

(3) By performing the operation for 10 days including 10 cycles of shutdown and restart, the performance of the stable CO₂ separation membrane was confirmed.

(4) The expected optimal operating conditions of CO₂ separation membranes in the simulation for the application of the high-performance marine natural gas engine are as below. Note the accuracy of the simulation was confirmed by a preliminary test conducted at the Futami purification center in Akashi City.

[Set conditions]

- CH₄ concentration in raw material gas : 52.5%-dry
- CO₂ concentration in raw material gas : 47.5%-dry
- Area of membrane : One membrane separation module (low-pressure application)
- CH₄ concentration in purified gas : 80%-dry

[Expected optimal conditions]

- Raw material gas flow rate : 10 m³N/h
- Raw material gas pressure : 700 kPa(G)
- Raw material gas temperature : 110°C
- Raw material gas humidity : 90% RH

- (5) The combined verification test of CO₂ separation membranes and the high-performance marine natural gas engine conducted at the Toubu Sewage Treatment Plant in Hachinohe City showed that the power generation efficiency was 39% (or 38% when considering the calorific value of the pilot fuel oil for ignition), compared to the target level of 43% (400 kW/h).

[System II]

- (1) When the CO₂ separated and collected in System I was fixed to ash, the amount of CO₂ that could be fixed to ash was 55.4 [kg-CO₂/t-dry ash] in the case of bottom ash and 28.6 [kg-CO₂/t-dry ash] in the case of fly ash.
- (2) It was confirmed that fixing CO₂ to fly ash decreased the elution amount of lead stipulated in the Notification No. 13 of the Ministry of the Environment (MOE) to the level lower than the regulation without using any heavy metal fixing agent.
- (3) As is the case with fly ash, fixing CO₂ to bottom ash also decreased the elution amount of lead stipulated in the Notification No. 46 of the MOE. However, the elution amount of lead stipulated in the Notification No. 19 of the MOE (the amount of lead dissolved in hydrochloric acid) could not be reduced.
- (4) A pH dependence study was performed to determine long-term stability of elution behaviors of lead with fixation of CO₂ to ash. The elution amount of lead was below the lower limit of quantification at pH values ranging from 7 to 10, but increased at other pH values. The elution amount of lead exceeded the standard value at pH values not higher than 6 but not lower than 11 when fly ash was used, highlighting the necessity of adding a heavy metal fixing agent. However, fly ash with a fixation of CO₂ reduces the elution amounts compared with fly ash without fixation of CO₂, potentially reducing the usage of heavy metal fixing agents.
- (5) When slaked lime used as an acid gas treatment agent in the incinerator located at the same site was replaced with sodium bicarbonate (NaHCO₃) manufactured using separated and collected CO₂, it was estimated that running costs could be reduced, but CO₂ emissions would be increased in the entire system because CO₂ emissions associated with the manufacture of caustic soda (NaOH) as a raw material for NaHCO₃ are higher than those for slaked lime.
- (6) A system in which separated and collected CO₂ was used to produce synthetic CH₄ by methanation for electric power generation was considered and conditions under which the system was economically viable were analyzed.

[System III]

- (1) Through the combustion simulation (numerical analysis), it was shown that injecting the exhaust gas from a gas engine into the incinerator enabled to reduce the NO_x both in the incinerator and the exhaust gas from the gas engine simultaneously in the same manner as an exhaust gas re-circulation system and also realized low air-ratio combustion.
- (2) It was clarified that injecting a gas simulating the exhaust gas from a gas engine into a small experimental incinerator reduced the NO_x contained in the exhaust gas from the experimental incinerator and the simulated gas in the same manner as an exhaust gas recirculation system and realized low air-ratio combustion.
- (3) The effect of injection conditions of exhaust gas from a gas engine (injection flow rate and injection position) on the amount of NO_x generated was examined to determine optimal injection conditions.

[Entire system]

- (1) For reduction in CO₂ emissions, it was estimated that the application of a highly efficient combined system could reduce CO₂ 986 tons per year more than the conventional simple incineration system in the case of MSWIFs with a capacity of 50 t per day (14,000 t per year). As a result of the verification test, it was found that the power generation efficiency when the high-performance gas engine was adopted did not reach the target value, and that the model used for the test was a 800kW gas engine with a generator with a specification of 400kW, which deviates from the estimated conditions. Therefore, the comparative evaluation of the case where the high-performance gas engine is adopted, was not carried out.
- (2) In contrast, for life cycle costs, the results from a verification test were incorporated, resulting in an increase of 36.9 million yen in 10 years compared to the simple incineration system due to increases in the number of membrane elements and the costs of facilities for desulfurization of biogas. However, the cost of the membrane element is expected to be reduced to 30% of the initially estimated price (prototype price) due to mass production effects, the cost is expected to be reduced by 50.6 million yen per 10 years.

Table 1 Reductions in CO2 emissions and costs in the system*1

Item			Conventional combined	Highly efficient combined general-purpose engine	
Conventional combined	CO2 emissions	t-CO2/year	-849	←	
	Costs	million yen/10 years	-30.5	←	
Highly efficient combined	System I	CO2 emissions	—	-59	
		Costs*2	—	+103.6 (+16.1)	
	System II	CO2 emissions	—	-22	
		Costs	—	-17.0	
	System III	CO2 emissions	—	-56	
		Costs	—	-19.2	
	Entire system	CO2 emissions	t-CO2/year	-849	-986
		Costs*2	million yen/10 years	-30.5	+36.9 (-50.6)

*1: The values in the table are based on comparisons with a simple incineration system.

*2: The costs reduced in parentheses are those when the unit price of membrane elements is reduced.

第1章 事業概要

1. 事業概要

近年、各種施策の推進により、ごみ焼却に伴って生じるエネルギーの有効利用が一層進められ、蒸気タービンを用いたごみ発電の発電効率が向上している。具体的には、発電設備が設置されている施設における発電効率の平均値は、平成 18 年度は 10.93%¹⁾であったが、平成 29 年度は 12.98%²⁾となっている。しかしながら、蒸気タービンは小型になるとエネルギー損失が相対的に大きくなるため、発電出力の小さい施設では発電効率が低くなることから、100 トン/日未満の中小規模施設においては、ほとんど発電が行われていない。

一方、メタンガス化施設に設置するガスエンジンは、施設規模 100 トン/日未満の施設であっても、蒸気タービンと比較して高い発電効率が確保できるため、効率の高いごみ発電プロセスを構築できる。

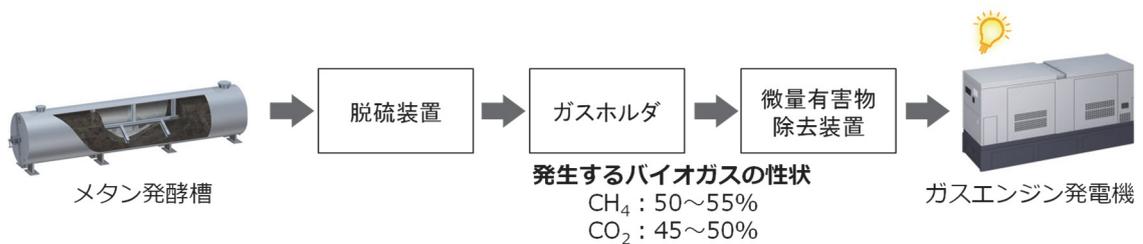


図 1-1-1 現状のメタンガス化施設システムフロー

中小規模施設で導入されている現状のメタンガス化施設の設備フローを図 1-1-1 に示す。廃棄物のメタンガス化によって生成されるバイオガスは、CH₄ 濃度が 50~55%、CO₂ 濃度が 45~50%であるため、バイオガス専用のガスエンジンを用いて発電を行っている。発電効率は汎用の都市ガス仕様のガスエンジンより低く、また現状システムのバイオガス中の CH₄ 濃度では、適用できる国内製のガスエンジンが少ないため、海外製のものを導入せざるを得ない状況にある。そのため、初期コストや維持管理コストが高いものとなっている。

バイオガスの CH₄ 濃度を 90%程度まで高めることにより、都市ガス仕様の国内製汎用ガスエンジンを使用することが可能となる。施設規模が 50 トン/日程度のバイオガス用エンジン発電機 (300kW クラス) の発電効率は 33%程度であるが、都市ガス仕様では 38%程度となるため、約 15%の発電量の増加が見込まれる。これによって、バイオガス発電システムの発電量が増加して CO₂ 排出量が削減でき、初期コストや維持管理コストに優れたシステムとなり、中小規模施設におけるメタンガス化施設の導入促進に繋がり、有効利用される廃棄物エネルギーが増大する。

そこで、本事業では分離膜を用いてバイオガス中の CO₂ を分離して CH₄ 濃度を高め、高効率なバイオガス発電を行い（システムⅠ）、さらに分離回収した CO₂ を有効利用し（システムⅡ）、さらにガスエンジン発電機の排ガスも有効利用する（システムⅢ）、『CO₂ 分離膜を適用した次世代低炭素型高効率バイオガス発電システム及びコンバインドシステム』の CO₂ 排出量やライフサイクルコストについて、従来システムとの比較評価・検証を行った。

さらに別途開発を進めている高性能な船用天然ガスエンジンを本システムに適用した場合の、更なる CO₂ 排出量とコストの削減について検討を行った。

2. 事業目的、成果目標及び実施スケジュール

2-1. 事業目的

本事業では先に述べた3つのシステムについて、平成29年度から31年度（一部を令和2年度に実施）にかけて次に示す評価・検証を実施した。

- システムⅠ：CO₂分離膜を適用した高効率バイオガス発電システム
メタンガス化施設で発生するバイオガスからCO₂を分離してメタン濃度を向上させ、都市ガス仕様の国内製汎用ガスエンジンを適用する。
また、別途開発を進めている高性能な船用天然ガスエンジンの本システムへの適用を検討する。
- システムⅡ：分離回収したCO₂の有効利用システム
分離回収したCO₂を併設焼却施設から発生する灰（主灰・飛灰）へ固定化することで、大気放出するCO₂を削減するとともに、灰の炭酸化によって重金属類の溶出を抑制する。
また、分離回収したCO₂を用いて重曹を製造し、併設焼却炉の酸性ガス除去薬剤として利用することや、メタネーションにより合成CH₄を製造し、発電を行うシステムについて検討する。
- システムⅢ：併設焼却炉でのガスエンジン排ガスの有効利用システム
ガスエンジン排ガスを併設する焼却炉内に吹き込み、排ガス再循環システムと同等の効果を持たせることで、ガスエンジンと焼却炉の排ガス中NO_xを抑制し、また低空気比燃焼とすることにより、排ガス量を低減し、誘引通風機などの消費電力を低減する。
- システム全体
本システムを導入した場合のイニシャルコストやランニングコスト、および発電量や施設の消費電力の増減によるCO₂排出量の増減などについて、単純焼却システムや従来のコンバインドシステムとの比較を行う。

2-2. 成果目標

本事業における各開発項目、評価方法及びその成果目標を示す。

(1) CO₂ 分離膜を適用した高効率バイオガス発電システム（システムⅠ）

ア) CO₂ 分離膜の最適運転条件の基礎試験、実証試験 1

バイオガスを模擬したガスを使用したラボ試験で、膜分離性能を左右するガス温度、ガス圧力、ガス湿度などの条件を変えた試験を行い、各膜種における CO₂ 分離膜の分離性能に関する基礎データを取得する。またバイオガスに含まれる膜被毒成分の分析を行い、膜分離性能に対する影響を調査・確認すると共に、膜被毒成分の除去方法の検討、除去後の膜分離性能の確認を行う。

取得したデータに基づいてシミュレーションを行い、所要エネルギー・膜面積を算出し、バイオガスの CH₄ 濃度を 90%程度に向上させる膜分離システムの実証試験装置の製作を行い、南但広域行政事務組合のメタンガス化施設から発生する実際のバイオガスを用いて実証試験を行う。実証試験の結果から、実用化規模における膜分離システムの最適化を図る。

イ) 高性能ガスエンジンの実証試験 2

前項の試験で得られたデータを基に、八戸市東部終末処理場の既設メタンガス化施設から発生するバイオガスを用いて、別途開発を進めている実用化規模の高性能ガスエンジン（船用を転用、加圧型、400kW）の性能および発電効率の確認、最適な膜分離条件やエンジン稼働条件の確認を行う実証試験を実施する。実証試験の結果から、実用化規模における膜分離システムの最適化を図る。

ウ) CO₂ 分離膜を適用した高効率バイオガス発電システムのフィージビリティスタディ（FS）

CO₂ 分離膜最適運転条件の基礎試験及び実証試験データを基に、本システムと従来システムの CO₂ 排出量及びコスト削減量の比較を行う。

(2) 分離回収した CO₂ の有効利用システム（システムⅡ）

ア) 分離回収した CO₂ の灰への固定量の分析及び、灰の重金属類溶出量の抑制効果の確認、FS

灰の CO₂ 固定可能量を確認するため、カラム（円筒状の容器）に充填した灰に CO₂ ガスを通気して、各試験条件における CO₂ 固定量及び固定化処理後の灰の重

金属類溶出量の分析を行い、CO₂排出量及びコスト削減効果の試算を行う。また、重金属類溶出量の挙動について調査を行う。

イ) 分離回収した CO₂ を用いた重曹の製造試験、FS

システム I の実証試験で分離回収した CO₂ を用いて重曹を製造する試験を行い、その試験結果を基に、本システムの CO₂ 排出量及びコスト削減効果の試算を行う。

ウ) 分離回収した CO₂ を用いたメタネーションシステムの検討、FS

分離回収した CO₂ を利用してメタネーションにより合成 CH₄ を製造し、発電を行うシステムについて検討を行い、CO₂ 排出量及びコスト削減効果の試算を行う。

(3) 併設焼却炉でのガスエンジン排ガスの有効利用システム（システムⅢ）

ア) 燃焼シミュレーション（数値解析）による排ガス性状の確認

次項に記載する小型実験炉へガスエンジン排ガスを吹き込んだ場合の、焼却排ガスの性状変化（温度、NO_x、CO、O₂ など）を燃焼シミュレーションで評価し、従来燃焼方式や排ガス再循環システムとの比較を実施する。またガスエンジン排ガスの吹込み方法（吹込み流速、吹込み位置）による発生 NO_x 量の影響を確認する。

イ) 小型実験炉での実証試験による排ガス性状の確認

小型実験炉にガスエンジン排ガスを模した燃焼排ガスを吹き込み、焼却排ガスの性状変化（温度、NO_x、CO、O₂ など）を分析し、また前項で得られた燃焼シミュレーションの結果と併せて、従来燃焼方式や排ガス再循環システムとの比較を実施する。

ウ) ガスエンジン排ガスの有効利用システムの FS

燃焼シミュレーションと小型実験炉での実証試験の結果を基に、本システムの CO₂ 排出量及びコスト削減量の比較を実施する。

本事業における各システムについての成果目標を表 1-2-1 に示す。

表 1-2-1 各システムにおける成果目標 (1/2)

項目	現状	最終目標
システム I CO ₂ 分離膜の最適運転条件の確認	適用する CO ₂ 分離膜は、高圧の水素製造向けでは実用化段階にあるが、一般廃棄物のバイオガス性状に適用する CO ₂ 分離膜の種類、必要膜面積、運転条件（ガス圧力、温度など）、耐久性に関する知見が乏しい。	従来のバイオガスのメタン濃度（50～55%）を CO ₂ 分離膜で 90% まで向上し、耐用年数は 5 年を目標とする。
CO ₂ 分離膜の実証試験 1	一般廃棄物のバイオガスに適用する CO ₂ 分離膜、分離膜前後のガス処理装置の仕様に関する知見が乏しい。	CO ₂ 分離膜を適用してバイオガスの CH ₄ 濃度を 90%にまで向上することで、従来のバイオガス発電システムと比較して、 CO ₂ : 147t/年 コスト : 106 百万円/10 年 (50ton/日規模の場合) の削減を目標とする。
CO ₂ 分離膜の実証試験 2	汎用の都市ガス仕様のガスエンジンの発電効率率は、現状 38%程度（50ton/日規模、300kW 級）である。	CO ₂ 分離膜を適用してバイオガスのメタン濃度を向上するシステム（システム I）において、高性能ガスエンジン（船用を転用、加圧型、400kW）を適用することによって、 発電効率 : 43% (400kW 級の場合) の効率を目標とする。

表 1-2-1 各システムにおける成果目標 (2/2)

項目	現状	最終目標
システムII CO ₂ の灰への固定化試験	CO ₂ の灰への固定に関する既往の研究例が少なく、CO ₂ 固定可能性が明確でない。	CO ₂ を灰へ固定化することで（ごみ量換算で 5.3kg-CO ₂ /t-ごみ）、従来の焼却システムと比較して、 CO ₂ : 74t/年 コスト : 7 百万円/10 年 (50ton/日規模の場合) の削減を目標とする。
システムII 分離回収したCO ₂ の有効利用に関する実証試験および情報収集、検討	CO ₂ 有効利用システムについて、関連技術に関する情報収集、検討を行う。	<ul style="list-style-type: none"> CO₂分離膜で分離回収したCO₂を用いて重曹を製造するシステムについて基礎試験を行い、試験結果の評価を行う。 CO₂分離膜で分離回収したCO₂を用いてメタネーション反応による合成CH₄を製造するシステムについて評価を行う。
システムIII ガスエンジン排ガスの焼却炉への吹き込み試験	ガスエンジン排ガスを焼却炉内に吹き込むことで、排ガス再循環システムと同程度のNOxおよび排ガス量削減効果を期待しているが、吹き込む排ガス性状が異なることによる影響に関する知見がない。	ガスエンジン排ガスを併設焼却炉内へ吹き込み、排ガス再循環システムと同等のNOx、排ガス量低減効果を得ることで、従来の焼却システムと比較して、 CO ₂ : 73t/年 コスト : 13 百万円/10 年 (50ton/日規模の場合) の削減を目標とする。

2-3. 実施スケジュール

事業全体の実施スケジュールは表 1-2-2 に示す通りである。

表 1-2-2 事業実施スケジュール

	平成29年度	平成30年度	平成31年度	令和2年度
システムⅠ CO ₂ 分離膜を適用した 高効率バイオガス発電システム	基礎試験 実証試験装置手配 →	実証試験1 →	実証試験1 → 実証試験2 →	→
システムⅡ 分離回収したCO ₂ の 有効利用システム	灰固定化試験 利用用途調査 →	重曹製造試験 メネーション検討 →		
システムⅢ 併設焼却炉でのガスエンジン 排ガスの有効利用システム	→	シミュレーション・実証試験 →		

3. 事業実施体制

3-1. 事業実施体制

本事業の実施にあたっては、メタンガス化コンバインド施設のプラントメーカーである株式会社タクマ、共同実施者としてCO₂分離膜の技術を保有している株式会社ルネッサンス・エナジー・リサーチ、メタンガス化コンバインドシステムの施設管理組合である南但広域行政事務組合の3者により実施した。

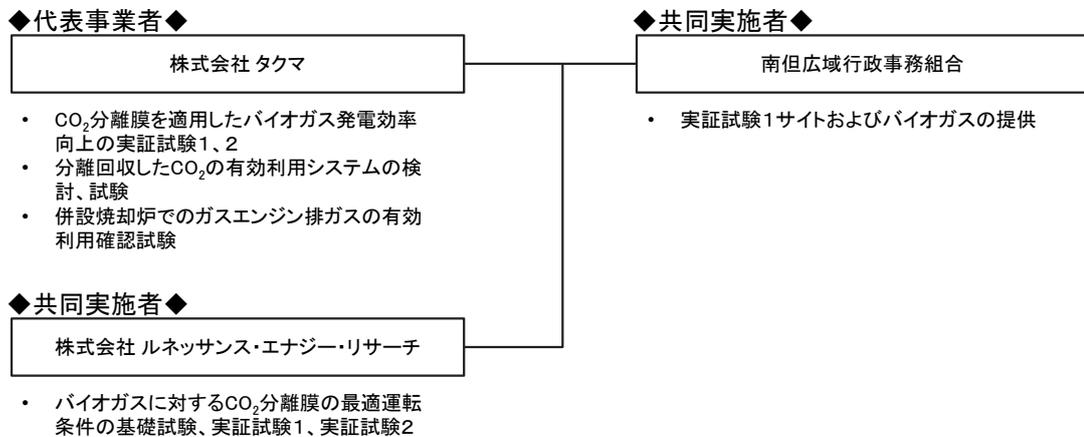


図 1-3-1 事業実施体制

3-2. 事業に係る検討会

表 1-3-1 のメンバーで構成する検討会を設置し、本事業の円滑な実施を図った。
検討会の開催実績を表 1-3-2 に示す。

表 1-3-1 検討会名簿

氏名	所属・役職	出席	
		R1 11/12	R2 9/10
細見 正明	国立大学法人東京農工大学大学院 名誉教授	○	○
田中 嘉彦	環境省環境再生・資源循環局 廃棄物適正処理推進課 課長補佐	○	○
大築 貴洋	環境省環境再生・資源循環局 廃棄物適正処理推進課 環境専門員	○	—
村上 栄司	環境省環境再生・資源循環局 廃棄物適正処理推進課 環境専門員	—	○
足立 武彦	南但広域行政事務組合 次長兼環境課長	○	—
村上 泰啓	南但広域行政事務組合 環境課 副課長	○	—
岡田 治	株式会社ルネッサンス・エナジー・リサーチ 代表取締役社長	—	○
中藤 邦弘	株式会社ルネッサンス・エナジー・リサーチ 技術本部 京都開発センター長	○	—
花井 伸彰	株式会社ルネッサンス・エナジー・リサーチ 技術本部 神戸研究所長	○	○
藤田 泰行	株式会社タクマ 技術開発部 部長	○	○
工藤 隆行	株式会社タクマ 技術開発部開発課 課長	○	—
西澤 秀幸	株式会社タクマ 技術開発部開発課 課長	—	○
加藤 考太郎	株式会社タクマ 技術開発部開発課 副参事	○	○
的崎 克規	株式会社タクマ 技術開発部開発課 課員	○	○

表 1-3-2 検討会開催実績

開催日		開催場所	内容
第 1 回	令和元年 11 月 12 日	南但広域行政事務組合 南但ごみ処理施設 (南但クリーンセンター)	<ul style="list-style-type: none"> • 事業内容紹介 • 実証試験 1 装置踏査 • 事業実施内容経過報告 • 討議
第 2 回	令和 2 年 9 月 10 日	八戸市公共下水道 東部終末処理場	<ul style="list-style-type: none"> • 事業内容紹介 • 実証試験 2 装置踏査 • 事業実施内容経過報告 • 討議

3-3.平成 31 年度中小廃棄物処理施設における廃棄物エネルギー回収方策等に係る検討調査委託業務ヒアリング等への協力

環境省が別途実施する「平成 31 年度中小廃棄物処理施設における廃棄物エネルギー回収方策等に係る検討調査委託業務」に係るヒアリングや説明会に参加し、事業内容の報告を行った（表 1-3-3）。

表 1-3-3 平成 31 年度中小廃棄物処理施設における廃棄物エネルギー回収方策等に係る検討調査委託業務参加実績

名称	開催日	開催場所	主催
平成 31 年度中小廃棄物処理施設における廃棄物エネルギー回収方策等に係る検討調査検討会	令和元年 12 月 4 日	航空会館 501+502 会議室	環境省 日本環境衛生センター

4. システム概要

先に述べたように、本事業では CO₂ 分離膜を用いてバイオガス中の CO₂ を分離して CH₄ 濃度を高め、従来よりも高効率なバイオガス発電を行い、さらに分離回収した CO₂ およびガスエンジン発電機の排ガスを併設する焼却施設で有効利用することで、CO₂ 排出量を削減するシステムについて評価・検証を行った。本システムのフローを図 1-4-1 に示す。

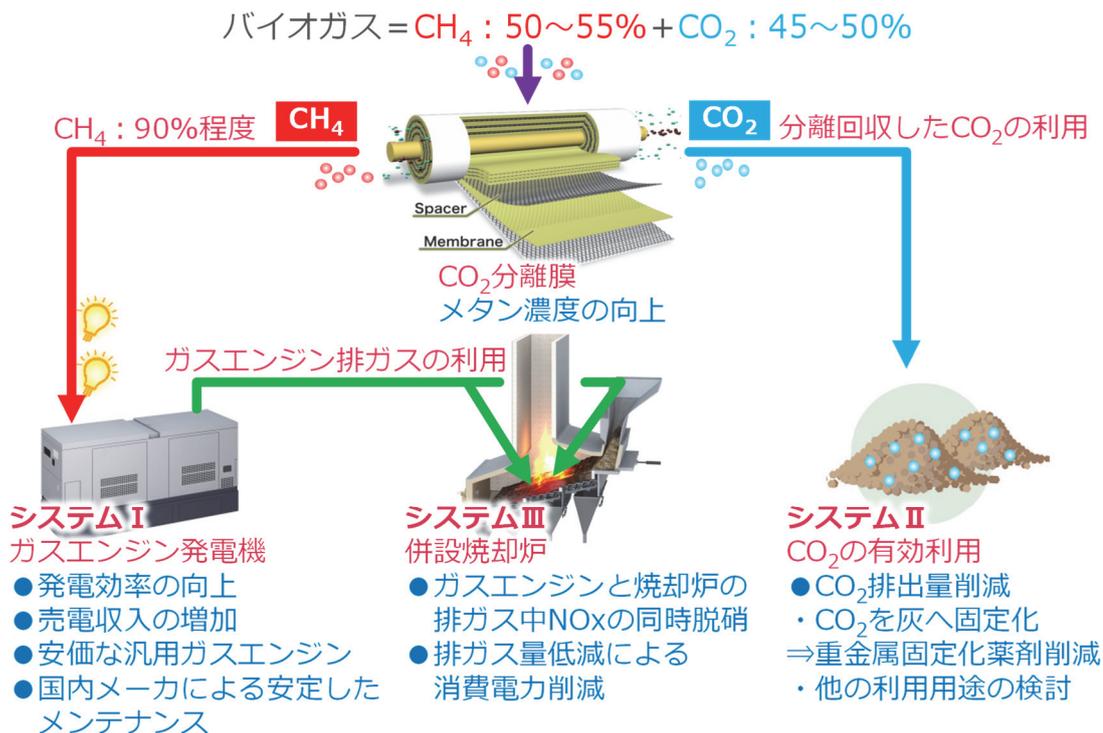


図 1-4-1 次世代低炭素型高効率バイオガス発電システム
及びコンバインドシステムフロー

バイオガス中の CO₂ を分離する方法には、吸収剤や吸着剤による分離法（化学吸収法や PSA 法）や、分子サイズや膜材料への親和性の違いにより分離する膜分離法、CO₂ ガスとの沸点の違いを利用して分離する深冷分離法などがある。CO₂ 排出量削減の観点より、膜による分離は省エネルギープロセスであり^{3)、4)}、バイオガス中の CO₂ を分離する方法として適している。

分離回収した CO₂ を大気へ放出させずに、併設する焼却施設から発生する主灰や飛灰へ固定化（炭酸化）することで、カーボンマイナスも可能となる。灰の炭酸化によって、重金属類の溶出が抑制されるため、飛灰の重金属固定化薬剤の使用量が削減されることで、ランニングコストを低減できる。さらに分離回収した CO₂ を他の用途へ有効利用することによって、更なる CO₂ 排出量の削減を行うことができる。

ガスエンジンから排出される排ガスは低酸素濃度であり、この排ガスを併設する焼却炉内へ吹き込むことで、排ガス再循環システムと同様の効果が期待できる。すなわち、ガスエンジン排ガスを焼却炉内へ吹き込むことで、焼却炉およびガスエンジン排ガス中のNO_xを同時に抑制し、また低空気比燃焼とすることにより排ガス量を低減し、誘引通風機などの消費電力が低減できる。

本システムに適用するCO₂分離膜は、天然ガスの水蒸気改質法による水素製造プロセスにおける水素とCO₂の分離用に開発され、実用段階にある技術である。水素製造プロセスに比べて一般廃棄物のバイオガス中のCO₂分離は、耐圧性や対水素選択性等の要求レベルが低いため、本技術を転用することが可能であると考えられる。本分離膜は促進輸送膜と呼ばれる膜であり、図1-4-2の模式図に示すように、膜中にCO₂と選択的・可逆的に反応する“CO₂キャリア”を含んでいる。CO₂とCO₂キャリアとの反応は発熱反応、放散は吸熱反応であり、膜内部でその反応エネルギーを賄うことができるため、外部からのエネルギー供給が不要である。他の機構で透過する分離膜と比較して、CO₂の透過速度及び対CH₄の選択性が高いという特徴がある。CO₂分離の駆動力は原料側と透過側のCO₂分圧差となるため、原料側のガス圧力を高めると共に、透過側のCO₂分圧を下げるために、スイープガスと呼ばれるCO₂以外のガス（本システムでは水蒸気）を供給する。

しかし、バイオガスに適用する場合の最適な促進輸送膜の種類、必要膜面積、運転条件（ガス温度や圧力など）、耐久性等に関する知見が乏しい状況にある。

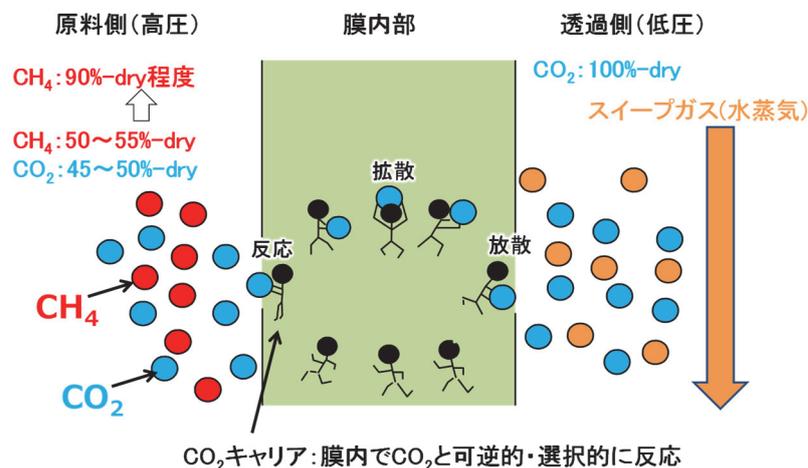


図 1-4-2 CO₂分離膜の原理

第2章 システム I :CO₂分離膜を適用した高効率バイオガス発電システム

メタンガス化施設で発生するバイオガスから CO₂ を分離して CH₄ 濃度を向上させ、都市ガス仕様の国内製汎用ガスエンジンを適用するシステムにおいて、適用する CO₂ 分離膜のバイオガスに対する最適運転条件を平成 29 年度に基礎試験で確認し、この基礎試験結果から実証試験装置の設計・製作を行った。平成 30 年、31 年度は南但広域行政事務組合のメタンガス化施設で発生する実際のバイオガスを用いて、実証試験を行い、実用化規模における膜分離システムの最適化を図った。また平成 31 年度は別途開発を進めている高性能な船用天然ガスエンジンの本システムへの適用を検討した。

最適化を行ったシステムにおける CO₂ 排出量とコストの削減効果については、第 5 章で報告する。

1. 平成 29、30 年度の成果概要^{5)、6)}

1-1. 基礎試験

1-1-1. 基礎試験目的

本システムに適用する CO₂ 分離膜は、水素製造プロセス用に開発された膜をベースとしており、バイオガスに対する最適な運転条件、最適な膜種を確認する必要がある。そこで南但クリーンセンターのバイオガス分析結果を基にした組成の模擬ガスを使用して、CO₂ 分離膜の種類や必要膜面積、温度や圧力などの最適ガス条件に関する基礎試験を行った。

1-1-2. 基礎試験方法

CO₂分離膜をバイオガスに適用するための基礎検討として、バイオガスを模擬した模擬ガスを用いて、各種のCO₂膜分離の基礎試験を実施した。

基礎試験では、膜種A、膜種B、膜種Cの3種類の有効膜面積10cm²程度のCO₂分離膜（平膜）を作製し、図2-1-1に示すCO₂分離膜性能評価装置を用いて、それぞれの膜で各種条件下での性能評価を行った。

- 膜種Aは水素製造プロセス用に開発された膜と最も近い構成の膜である。
- 膜種Bは膜種AとCO₂キャリアが異なる膜であり、比較的CO₂分圧が低い条件で高性能を発現する膜である。
- 膜種CはA、Bと比較して製膜液の構成がシンプルであり大量生産がより容易な膜である。

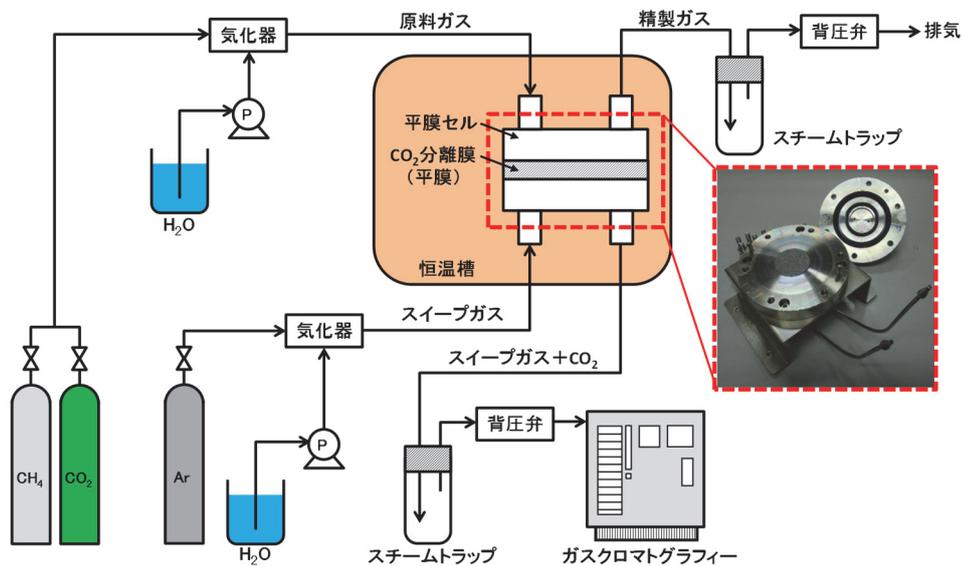


図 2-1-1 CO₂分離膜性能評価装置の概念図

各種条件下での膜性能を詳細に測定し、CO₂透過速度のパラメーター依存式を導出し、その精度を確認した上で膜分離シミュレーターを構築した。

CO₂透過速度のパラメーター依存式は下記の式を用い、基礎実験で取得したデータにより係数A～Eをフィッティングした。

$$\text{CO}_2 \text{ 透過速度} = A \times \exp(-B/T) \times (P_{\text{CO}_2})^C \times (\text{RH}_F)^D \times (\text{RH}_S)^E \cdots \text{式 2-1-1}$$

- T : 温度
P_{CO₂} : CO₂分圧差
RH_F : 原料側湿度
RH_S : 透過側湿度

1-1-3. 基礎試験結果

図 2-1-2～2-1-4 は、膜種 A、B、C の基礎試験で得た CO₂ 透過速度（実験値）と、その試験から導いた依存式から算出した CO₂ 透過速度（計算値）の相関性を示したものである。横軸が実験値、縦軸が計算値としてプロットしており、プロットが対角線上に近いほど実験値と計算値が一致していることになる。

各図に示される通り、両方の値は良好に一致しており、導出した依存式が妥当であり十分な精度を有することを確認した。

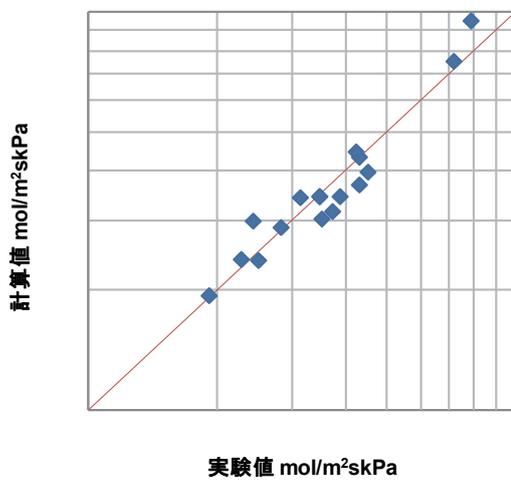


図 2-1-2 膜種 A における CO₂ 透過速度の計算値と実験値の相関

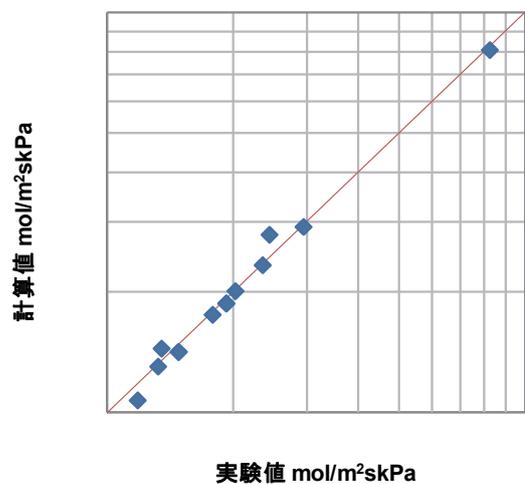


図 2-1-3 膜種 B における CO₂ 透過速度の計算値と実験値の相関

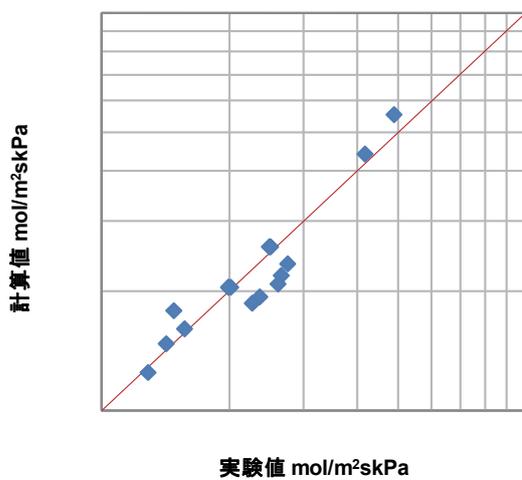


図 2-1-4 膜種 C における CO₂ 透過速度の計算値と実験値の相関

表 2-1-1 は膜分離シミュレーターにより算出した、各温度での精製ガス（原料側の出口ガス）の CH₄ 濃度と CO₂ 分離膜モジュール本数との関係を示したものである。原料ガス条件は圧力 50kPa(G)、CH₄ 濃度 52.5%-dry、CO₂ 濃度 47.5%-dry、ガス湿度 70%Rh である。原料ガス流量は実証試験の条件である 15m³N-dry/h とした。

105℃～120℃では CO₂ 分離膜モジュール 4 本で 90%以上の CH₄ 濃度の精製ガスが得られることがわかった。100℃の条件で CH₄ 濃度が低いのは、ガス中の水分が凝縮するリスクによりスweepガスにスチームを流せないため、スweepガスを流さない条件としており、CO₂ 分圧差がその他の条件の場合と比べ小さいことが主な要因である。

膜種を比較すると、膜種 A と膜種 B では、同じ CO₂ モジュール本数で同等の CH₄ 濃度を得ることができる、膜種 C では A、B と比べて CO₂ の透過速度が低いため、得られる CH₄ 濃度が低いことがわかった。

表 2-1-1 各温度での CH₄ 濃度(%-dry)と CO₂ 分離膜モジュール本数との関係

原料ガス 温度	膜種	CO ₂ 分離膜モジュール本数				
		1 本	2 本	3 本	4 本	5 本
100℃	A	54.6	55.9	56.8	57.5	58.0
	B	54.1	55.3	56.1	56.8	57.4
	C	53.9	55.0	55.8	56.4	57.0
105℃	A	65.9	77.3	86.5	92.8	96.6
	B	65.0	76.3	86.3	93.8	98.0
	C	60.2	67.2	73.8	79.8	84.9
110℃	A	64.8	75.8	84.8	91.5	95.7
	B	63.9	74.6	84.1	91.8	96.8
	C	59.9	68.9	73.4	79.3	84.5
120℃	A	59.1	69.3	78.8	86.5	92.1
	B	60.0	69.6	78.6	86.5	92.8
	C	56.1	61.5	68.1	74.4	80.1

表 2-1-2 は膜分離シミュレーターにより算出した、各原料ガス湿度での精製ガスの CH₄ 濃度と CO₂ 分離膜モジュール本数との関係を示したものである。原料ガス条件は温度 110°C、圧力 150kPa(A)、原料ガス流量 15m³N-dry/h、CH₄ 濃度 52.5%-dry、CO₂ 濃度 47.5%-dry である。

膜種 A、B では湿度 40~90%Rh の領域で 90%以上の CH₄ 濃度の精製ガスが得られることがわかった。膜種 A、B では温度を変えた場合と同様に、湿度を変えた場合でも得られる CH₄ 濃度は同等であるが、膜種 A の方が実績のある水素製造プロセス用の膜に近い構成であるため、実証試験の CO₂ 分離膜モジュールには膜種 A を採用することとした。

表 2-1-2 各湿度での CH₄ 濃度(%-dry)と CO₂ 分離膜モジュール本数との関係

原料ガス 湿度	膜種	CO ₂ 分離膜モジュール本数				
		1 本	2 本	3 本	4 本	5 本
40 %Rh	A	65.3	76.1	85.0	91.5	95.7
	B	63.9	74.4	83.8	91.4	96.5
	C	60.1	67.0	73.5	79.3	84.4
70 %Rh	A	64.8	75.8	84.8	91.5	95.7
	B	63.9	74.6	84.1	91.8	96.8
	C	59.9	68.9	73.4	79.3	84.5
90 %Rh	A	61.9	73.0	82.7	90.0	94.9
	B	62.5	73.4	83.3	91.2	96.5
	C	58.2	65.1	71.9	78.0	83.4

ただし、表 2-1-1、2-1-2 に示したモジュール本数は、平膜を用いた基礎試験で得た CO₂ 透過速度の依存式から構築したシミュレーターから得た必要膜面積を、モジュール化効率（≡有効膜面積の割合）を 100% としてモジュール当りの膜面積で割って算出したものである。実証試験や実用化装置に使用する図 2-1-5 に示すスパイラル型 CO₂ 分離膜モジュールのモジュール化効率は南但広域行政事務組合のメタンガス化施設での実証試験により実測する。

またモジュール当りの膜面積については、高压仕様の水素用モジュールの膜面積としている。実証試験では種々の制約から低压条件で行うため、通過ガス体積の増大に対応するために、図 2-1-5 に示すモジュール内のスペーサー厚みを増やしており、1 本当たりのモジュール膜面積は約 2/3 に減少している。

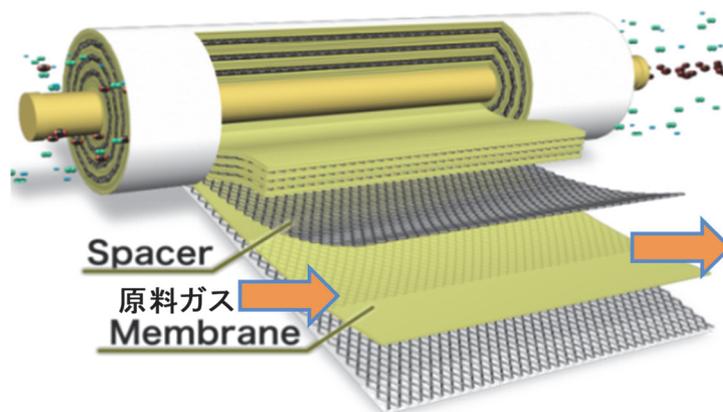


図 2-1-5 スパイラル型 CO₂ 分離膜モジュール構造の概念図

1-2. 平成 30 年度実証試験 1

1-2-1. 実証試験目的

バイオガスの生成プロセスは生物反応であるため、発生するガスの量や CH₄ 濃度には変動がある。この変動によって CO₂ 分離膜で精製したバイオガスの CH₄ 濃度も変動すると考えられ、ガスエンジン発電機の出力に影響するものと考えられる。そこで、南但広域行政事務組合のメタンガス化施設から発生するバイオガスの一部を引き抜き、CO₂ 分離膜で CH₄ 濃度を向上させた後に、ガスエンジン発電機に供給して発電を行う実証試験 1 を行い、実際のバイオガスに対する CO₂ 分離膜の適用性を確認した。

1-2-2. 実証試験方法

実証試験は南但広域行政事務組合のメタンガス化施設（図 2-1-6、2-1-7）で行った。



図 2-1-6 高効率原燃料回収施設棟



図 2-1-7 高温乾式メタン発酵槽

実証試験装置の概略フローを図 2-1-8 に示す。南但広域行政事務組合のメタンガス化施設で発生するバイオガス（硫化水素、微量有害物除去後）の一部を引き抜き、ガス昇圧ブロワで必要圧力まで昇圧後、加温・加湿装置で所要の温度と湿度に調整し、CO₂ 分離膜ユニットに供給した。

実証試験で用いた CO₂ 分離膜ユニットは、図 2-1-9 のようにスパイラル型 CO₂ 分離膜モジュールが 5 本並列に連結された構成となっている（内、予備 1 本）。CO₂ 分離膜ユニットに供給された原料ガスは 5 本の経路に分岐し、それぞれの CO₂ 分離膜モジュールに供給される。CO₂ 分離膜モジュールにより CO₂ が除去された後に合流し、ガスエンジン発電機に供給される高濃度の CH₄ を含んだ精製ガスが得られる。

CO₂分離膜モジュールの透過側には、スイープガスとしてスチームが供給できる構造となっている。スイープガスを供給することによって、透過側のCO₂分圧を低減させることで、膜分離の駆動力であるCO₂分圧差を増大させることができる。スイープガスは分離されたCO₂と共に大気へ放出される。

CO₂分離膜モジュールで精製されたバイオガスは、除湿・加温装置で降温してガス中の水分を除去後、昇温して露点温度以上にした後に、ガスエンジン発電機へ送られる。発電した電力は負荷抵抗器で消費する。

実証試験に使用するガスエンジン発電機は、試験用であるために都市ガス仕様のエンジンではなく、バイオガス用のものを採用しているが、燃料のCH₄濃度が75～100%に対応できる仕様のものとした。

加温装置や加湿装置で消費する蒸気は、実用化のプラントではガスエンジン発電機の廃熱ボイラから供給することを想定しているが、実証試験装置のガスエンジン発電機は小容量であり、廃熱ボイラが設置できないため、実証試験では試験用の蒸気ボイラを設置して試験を実施した。

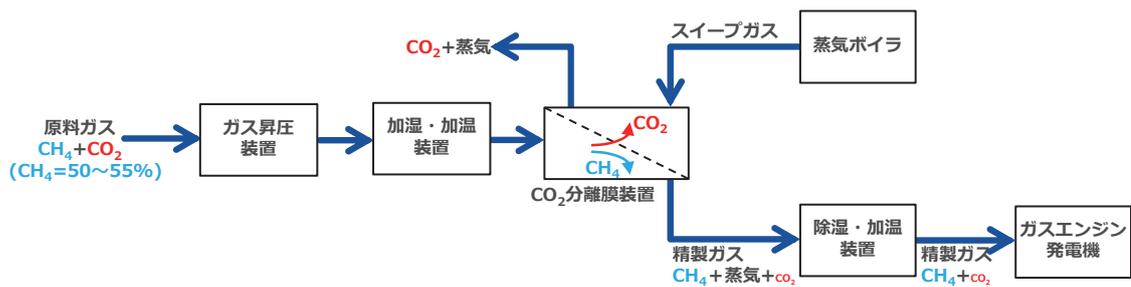


図 2-1-8 実証試験装置概略フロー

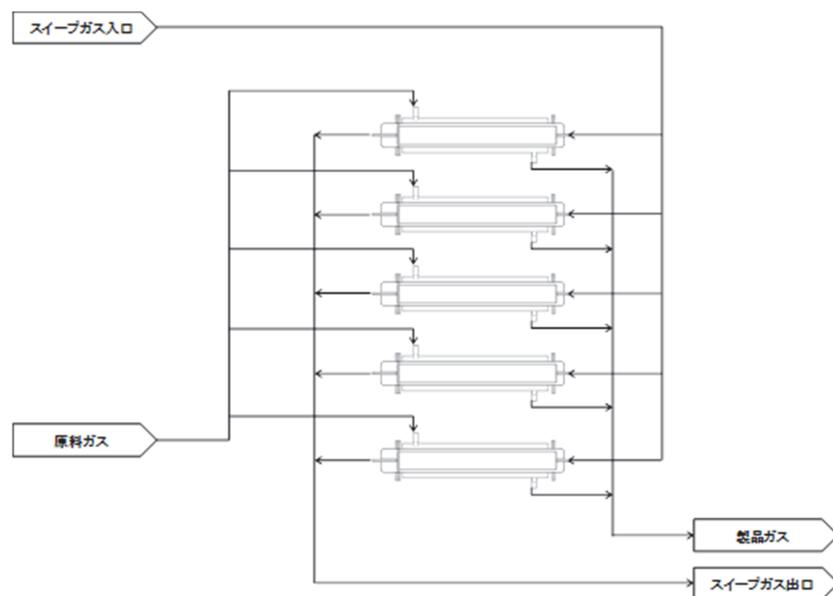


図 2-1-9 CO₂分離膜ユニットの概念図

1-2-3. 実証試験結果

(1) 最適運転条件の確認

図 2-1-10 に実証試験での原料ガス流量・ガス圧力と精製ガスの CH₄ 濃度の関係を示す。

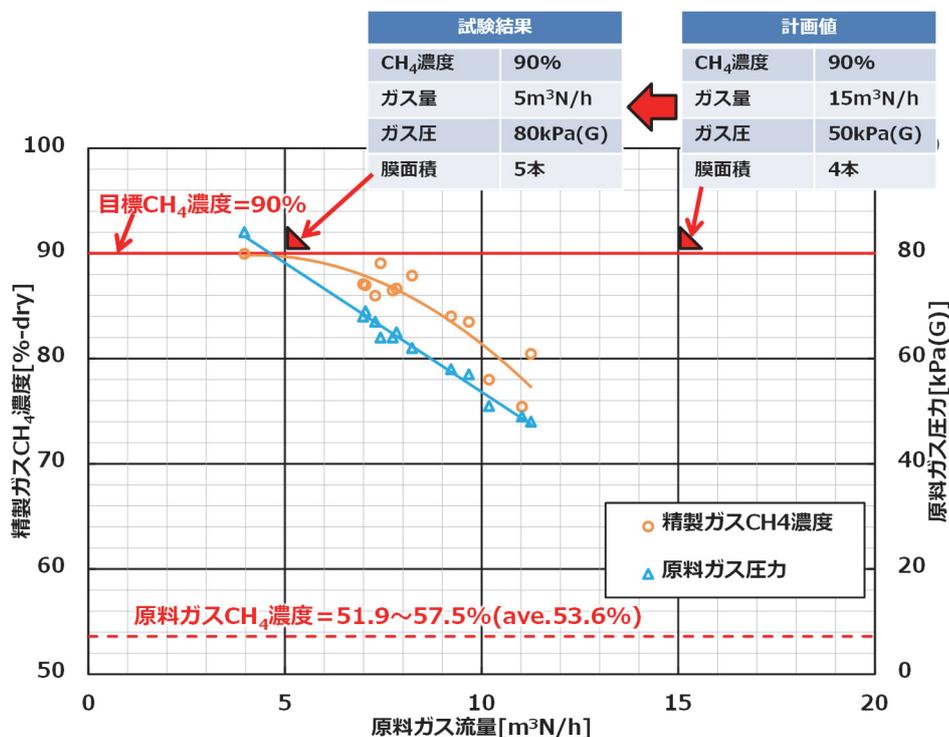


図 2-1-10 原料ガス流量・ガス圧力と精製ガス CH₄ 濃度の関係

原料ガスの流量を減少してガス圧力を上げることで、精製ガスの CH₄ 濃度が上昇しており、ガス量が約 5m³N/h で 90%の CH₄ 濃度の精製ガスが得られている。CO₂ 分離膜の膜面積を一定にしてガス流量を減少することは、ガス流量を一定にして膜面積を増やすことに相当する。CO₂ 分離膜装置に供給した原料ガスの圧力と、精製ガス CH₄ 濃度の関係では、圧力が高いほど精製ガスの CH₄ 濃度が上昇している。これは原料ガスの圧力が高いほど、供給側の膜分離の駆動力である CO₂ 分圧差が大きくなるためである。

以上の様に、実証用試作モジュール、実際のバイオガスを用いて、目標 CH₄ 濃度を達成する事に成功し、またそのための条件も明確化することができた。さらに実用化システムで採用するガスエンジン機種を調査し、実用化段階ではガスエンジン付属のガス昇圧装置を利用して、より効率の高い加圧条件を採用できることが分かった。この事は当初の想定より必要膜面積を小型化でき、低コスト化可能である事を示している。平成 30 年度の実証試験で得られた結果を基に前述の式 2-1-1 に示した CO₂ 透過速度の依存式のパラメーターを再フィッティングして、再試算した必要膜面積（高圧仕様の膜分離モジュール本数として）を表 2-1-3 に示す。原料ガス条件は実証試験の条件である CH₄ 濃度 52.5%-dry、CO₂ 濃度 47.5%-dry、ガス流量 15m³N-dry/h、ガス温度 110℃、ガス湿度 70%Rh とした。平成 31 年度は表 2-1-3 に示すガス圧力を上げた条件で実証試験を行うこととした。

表 2-1-3 原料ガス圧力による必要膜分離モジュール本数の試算結果

		平成 30 年度 試験結果	平成 31 年度 試験条件
原料ガス圧力	kPa (A)	151	441
	kPa (G)	50	340
膜モジュール本数	本	11	2

(2) バイオガス中の膜被毒成分の影響調査

平成 30 年度の実証試験で得られた CO₂ 分離膜の CO₂ 透過速度の経時変化を図 2-1-11（運転開始初日の CO₂ 透過速度を 100%とした時の変化率）に示す。

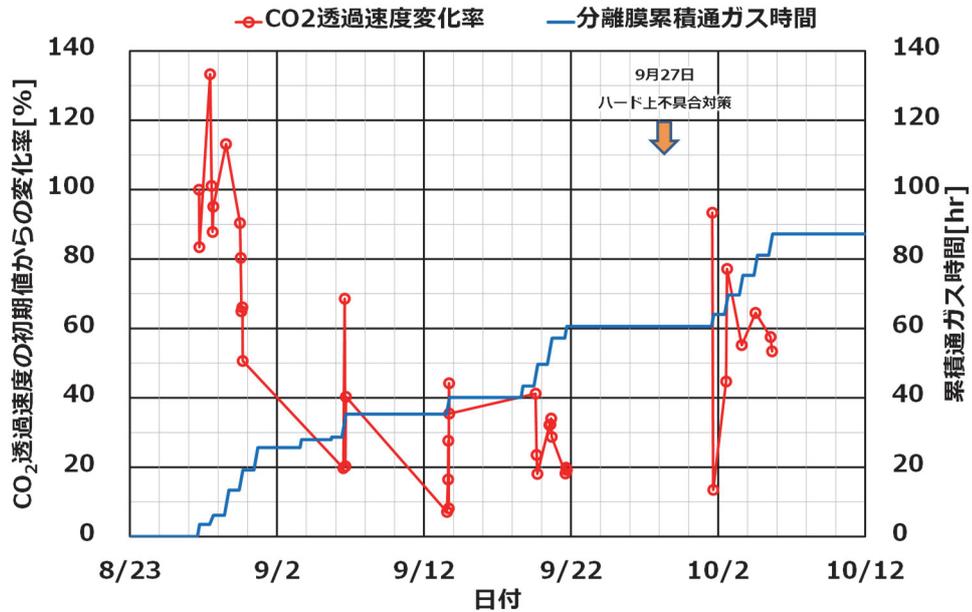


図 2-1-11 CO₂ 透過速度の経時変化

試験当初と比較して平成 30 年 9 月時点での CO₂ 透過速度が減少している。これは装置のハード上の初期トラブルのためである。平成 30 年 9 月 27 日にハード上の不具合対策を実施し、CO₂ の透過性能を確認したが、初期の性能までは戻らなかった。この原因について、CO₂ 分離膜を被毒する有害な微量成分がバイオガス中に含まれている可能性があると考え、バイオガス中の膜被毒成分の詳細な調査を行った。

表 2-1-4 にバイオガス（実証試験装置入口、脱硫、微量有害物除去後）の分析結果を示す。当初想定していた膜被毒成分は硫化水素や塩素であり、これらは CO₂ 分離膜に対して影響のない濃度であることを実証試験開始前に確認していたが、微量ながら膜に影響を与える濃度の硫化ジメチル（DMS）が検出された。そのため、平成 31 年度はさらに詳細なガス分析を行うこととした。

表 2-1-4 バイオガス微量成分分析結果

採取日		H29	H29	H29	H30	H30	H30	H30
		10.23	10.23	12.6	10.4	10.5	10.11	11.2
H ₂ S	ppm	<0.1	N. D.	<0.1	N. D.	<0.01	—	<0.01
SO ₂	ppm	<0.1	N. D.	<0.1	0.19	0.027	<0.01	<0.01
NH ₃	ppm	<1	—	<1	—	<1	—	<0.1
HCl	ppm	0.4	—	0.4	—	<0.1	<0.01	<0.03
Cl ₂	ppm	<0.1	—	<0.1	—	<0.1	—	—
DMS ^{※1}	ppm	—	—	—	—	—	—	0.41

※1：DMS=硫化ジメチル、(CH₃)₂S

1-3. 平成 29、30 年度試験結果まとめ

平成 29、30 年度に行った基礎試験と実証試験の結果から得られた結果は以下の通りである。

- バイオガスの模擬ガスを用いて各種条件で基礎試験を行い、各種 CO₂ 分離膜の性能評価を行い、各膜種の CO₂ 透過速度の依存式を導出し、実証試験に使用する膜種の選定と実証試験条件を決定した。
- 実証試験の結果からスパイラル型膜モジュールのモジュール化効率を実測し、また実用化システムで採用するガスエンジン機種の実証結果から、実用化段階での CO₂ 分離膜の最適運転条件（加圧条件）を確認した。
- バイオガスには当初想定していなかった膜被毒成分である硫化ジメチルが検出され、膜被毒成分の詳細分析と CO₂ 分離膜への影響の調査、除去方法の確立を行う必要があることが判明した。

2. バイオガス中膜被毒成分の調査

DMS を含めて硫黄化合物の分析はガスクロマトグラフ (FPD) で行っているが、各種硫黄化合物のリテンションタイム (保持時間) が近似しており、硫黄化合物の分離測定が困難であることや⁷⁾、分析機関によっては各種硫黄化合物の標準物質が無いなどの理由で定量できない場合があり、硫黄化合物の定性・定量分析には慎重を要する。今回、硫黄化合物の定性・定量分析はバイオガス中の全硫黄分析と併せて行い、各種硫黄化合物の合計と全硫黄の量を比較することで、概ね全ての硫黄化合物の定性・定量分析が行えていることを確認した。

バイオガス中の硫黄化合物の分析結果を基に、これらを除去するための基礎試験や、CO₂分離膜に与える影響を確認するための基礎試験を行った。

2-1. バイオガス中膜被毒成分の分析結果

バイオガス中の硫黄化合物（以下、膜被毒成分と示す）の定性・定量分析結果を表 2-2-1 に示す。分析はメタン発酵槽出口ガスと実証試験装置入口ガスの二か所で行った。なお定性された硫黄化合物については、現時点では非公表とする。

バイオガスには硫化水素以外にも数種類の膜被毒成分が検出された。南但広域行政事務組合のメタンガス化施設ではガスエンジン発電機に有害な硫化水素と微量有害物を除去しており、これら物質を除去した後のガスである試験装置入口ガスの硫化水素は定量下限値未満となっている。しかし有機硫黄分が微量ながら実証試験装置入口ガスで検出されている。これらは膜被毒成分として CO₂ 分離膜の性能低下を引き起こすため、微量の有機硫黄分を除去するための高次脱硫装置の基礎試験を行った。なお、ガスクロマトグラフ（FPD）によって定性・定量分析された硫黄化合物濃度の合計値と、全硫黄分析（JIS K 2301(2011)7.1.1.3C 及び 7.1.3）による分析値は概ね一致しており、ほぼ全ての硫黄化合物が定量されたといえる。

高次脱硫装置の設計において、バイオガス中の硫黄化合物の種類や濃度の条件が不可欠であるため、他のメタンガス化施設（A 施設）で発生するバイオガスについても分析を行った（表 2-2-2）。南但クリーンセンターと A 施設とを比較すると、発酵槽出口ガスの全硫黄濃度は概ね同じオーダーの濃度となっている。一方、脱硫・微量有害物除去後ガスの全硫黄濃度は、A 施設は南但クリーンセンターと比較して低くなっている。脱硫と微量有害物除去の薬剤は定期的に交換しているが、薬剤交換後からガス分析実施時期までの経過期間が南但クリーンセンターよりも他施設の方が短いためである。

表 2-2-1 バイオガス中硫黄化合物の定性・定量分析結果（南但クリーンセンター）

採取場所	発酵槽出口	試験装置入口 (脱硫・微量有害物除去後)
採取日	R1. 6. 5	R1. 6. 5
硫化水素 ppm	21	<0. 01
A ppm	0. 36	0. 50
B ppm	<0. 01	1. 3
C ppm	0. 81	<0. 01
D ppm	3. 5	0. 23
E ppm	0. 34	<0. 01
F ppm	0. 12	<0. 01
G ppm	<0. 01	<0. 01
H ppm	0. 07	<0. 01
I ppm	<0. 01	0. 02
J ppm	<0. 01	<0. 01
K ppm	0. 04	0. 10
L ppm	0. 04	0. 06
M ppm	0. 06	0. 02
全硫黄 ^{※1} mg/m ³	42. 6	5. 4
全硫黄 ^{※2} mg/m ³	46	4. 9

※1：各硫黄化合物をガスクロマトグラフ（FPD）で分析し、合計・換算した値

※2：全硫黄分析[JIS K 2301(2011) 7. 1. 1. 3C 法及び 7. 1. 3]にて分析

表 2-2-2 バイオガス中硫黄化合物の定性・定量分析結果（A 施設）

採取場所		発酵槽出口		脱硫・微量有害物除去	
採取日		R2.6.9	R2.8.24	R2.6.9	R2.8.24
硫化水素	ppm	63	240	<0.01	<0.01
A	ppm	0.52	0.26	<0.01	<0.01
B	ppm	0.17	<0.01	<0.01	<0.01
C	ppm	1.3	1.6	<0.01	<0.01
D	ppm	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01
E	ppm	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01
F	ppm	0.17	<0.01	<0.01	<0.01
G	ppm	0.79	<0.01	0.15	0.07
H	ppm	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01
I	ppm	<0.01	0.06	<0.01	<0.01
J	ppm	0.17	<0.01	<0.01	<0.01
K	ppm	0.07	<0.01	<0.01	<0.01
L	ppm	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01
M	ppm	0.15	<0.01	<0.01	<0.01
全硫黄 ^{※1}	mg/m ³	95	346	0.2	0.1
全硫黄 ^{※2}	mg/m ³	97	260	<0.5	<0.5

※1：各硫黄化合物をガスクロマトグラフ（FPD）で分析し、合計・換算した値

※2：全硫黄分析[JIS K 2301(2011) 7.1.1.3C 法及び 7.1.3]にて分析

2-2. 膜被毒成分除去の基礎試験

従来のメタンガス化施設ではガスエンジン発電機に有害な硫化水素を除去するための脱硫装置を設けているが、本脱硫装置ではCO₂分離膜に有害な有機硫黄分の除去を行うことができず、CO₂分離膜をバイオガスに適用するためには、これらを完全に除去する必要がある。そこで微量の膜被毒成分を除去するための高次脱硫装置の基礎試験を行った。高次脱硫装置は(株)ルネッサンス・エナジー・リサーチが保有する高次脱硫触媒技術を応用したものである。

基礎試験装置を図2-2-1に示す。試験装置は平成29年度に行ったCO₂分離膜の最適運転条件を確認するために実施した基礎試験と同じ装置(図2-1-1)であり、CO₂分離膜の性能であるCO₂透過速度の経時変化を測定した。ただし、平成29年度の基礎試験では模擬のバイオガスで試験を行ったが、今年度は南但広域行政事務組合のメタンガス化施設で発生する実際のバイオガス(脱硫、微量有害物除去後)を用いて試験を行った。

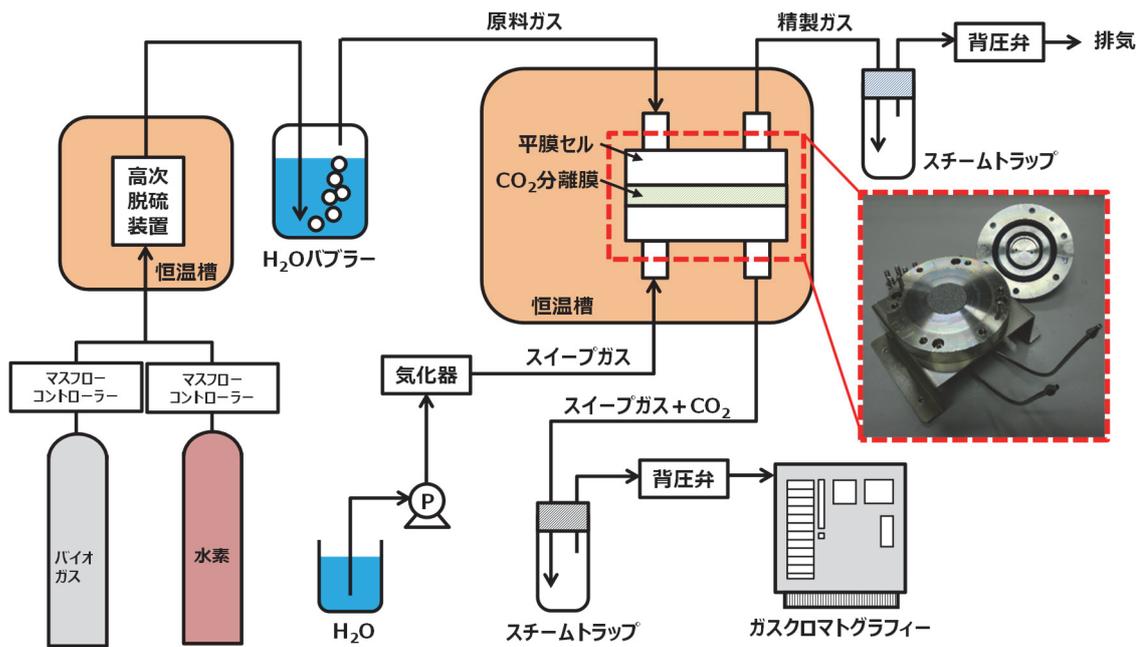


図 2-2-1 CO₂ 分離膜性能評価基礎試験装置

表 2-2-3 に基礎試験条件を示す。試験条件 1 は昨年度の実証試験の条件を再現するために膜供給側のガス圧力を 50kPa(G)とし、試験条件 2 は今年度の実証試験条件と同じとするために 340kPa(G)とした。基礎試験における単位膜面積あたりのバイオガス流量は、実証試験条件の 5 倍としている。

表 2-2-3 基礎試験条件

	試験条件 1	試験条件 2
高次脱硫処理	無し	有り
バイオガス量	10 ml/min	←
膜供給側圧力	50 kPa (G)	340 kPa (G)
膜透過側圧力	大気圧	←
膜運転温度	110 °C	←
膜供給側湿度	70 %Rh	←
膜透過側湿度	70% Rh	←

図 2-2-2、2-2-3 に試験条件 1 および条件 2 における CO₂ 透過速度の経時変化を示す。膜被毒成分を除去しない試験条件 1 では、平成 30 年度の実証試験と同様に CO₂ 透過速度の低下が確認され、300 時間で約 4 割の性能低下が確認された。一方、膜被毒成分を除去した試験条件 2 では、300 時間以上 CO₂ 透過速度が安定しており、高次脱硫装置が有効に作用していることを確認した。

試験条件 2 の試験終了後、高次脱硫装置出口のガス分析を行ったところ、硫化水素、有機硫黄分のいずれも定量下限値未満 (0.01ppm) であることを確認した。

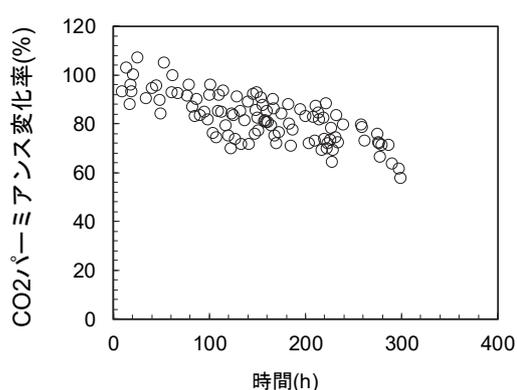


図 2-2-2 CO₂ 透過速度の経時変化 (試験条件 1)

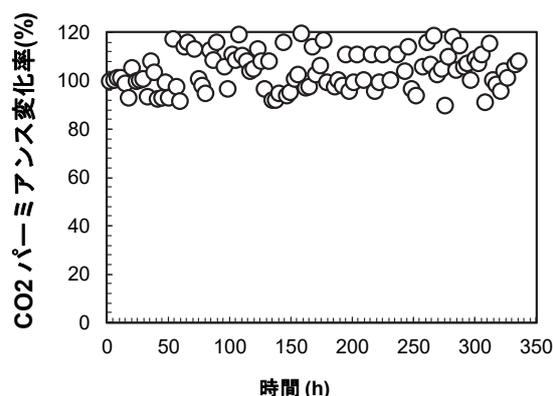


図 2-2-3 CO₂ 透過速度の経時変化 (試験条件 2)

3. 平成 31 年度実証試験 1

3-1. 実証試験目的

平成 30 年度に行った実証試験の結果と、実用化システムで採用するガスエンジン機種種の調査結果から、実用化段階での CO₂ 分離膜の運転条件はガスエンジン発電機のガス昇圧装置を利用した加圧条件が最適であることが判明した。またバイオガスには膜被毒成分である硫黄化合物が微量ながら含まれており、CO₂ 分離膜をバイオガスに適用するためにはこれらを除去する必要があることが判明した。

そこで平成 30 年度に南但広域行政事務組合のメタンガス化施設に設置した実証試験装置を改造し、加圧条件と膜被毒成分を除去した場合の CO₂ 分離膜の適用性と最適運転条件を確認した。

3-2. 実証試験方法

今年度の実証試験装置の概略フローを図 2-3-1 に、平成 30 年度からの装置改造内容を表 2-3-1 に示す。今年度は先に示した表 2-1-3 で試算したガス条件での試験を行うためにガス昇圧装置の入れ替え、さらに膜被毒成分を除去するための高次脱硫装置を追加した。なお、試験サイトでの消費電力量の制約から、処理ガス量を下げた試験を行った。

表 2-1-3 で試算した膜本数と処理ガス量の関係は $15\text{m}^3\text{N/h}/2\text{本} = 7.5\text{m}^3\text{N/h}/\text{本}$ であるが、高压仕様の膜分離モジュールとしての試算値であり、試験では低压仕様の膜分離モジュール（膜面積は高压仕様の 2/3）を使用するため、処理ガス量は $7.5\text{m}^3\text{N/h}/\text{本} \times 2/3 = 5.0\text{m}^3\text{N/h}/\text{本}$ となる。

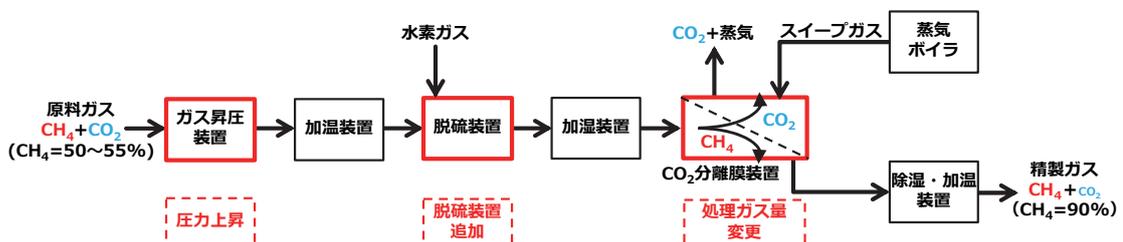


図 2-3-1 実証試験装置概略フロー

表 2-3-1 実証試験装置仕様変更内容

装置名称	仕様		H30 年度		H31 年度
			計画	試験結果	計画
ガス昇圧装置	処理ガス量	[m ³ N/h]	15.0	5.0	5.0
	ガス圧力	[kPa (G)]	50	80	340
高次脱硫装置	有無	—	無し	必要	設置
CO ₂ 分離膜装置	膜本数	[本]	4	5	1
	単位ガス量	[m ³ N/h/本]	3.75	1.0	5.0

図 2-3-2 から 2-3-4 に今年度設置したガス昇圧装置、高次脱硫装置、CO₂分離膜装置の写真を示す。



図 2-3-2 ガス昇圧装置



図 2-3-3 高次脱硫装置



図 2-3-4 CO₂分離膜装置

3-3. 実証試験結果

(1) 高次脱硫装置性能確認

表 2-3-2 に実証試験装置に設置した高次脱硫装置の性能確認試験結果を示す。

試験装置入口と高次脱硫装置出口のバイオガスの分析の結果、バイオガスに含まれる膜被毒成分が除去されていることを確認した。

表 2-3-2 バイオガスバイオガス中硫黄化合物の定性・定量分析結果

サンプリング箇所		試験装置入口			高次脱硫装置出口		
		0h47m	20h00m	36h00m	0h47m	20h00m	36h00m
経過時間							
硫化水素	ppm	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01
A	ppm	0.44	0.44	0.32	<0.01	<0.01	<0.01
B	ppm	0.01	0.01	0.02	<0.01	<0.01	<0.01
C	ppm	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01
D	ppm	0.11	0.11	0.11	<0.01	<0.01	<0.01
E	ppm	<0.01	0.02	0.02	<0.01	<0.01	<0.01
F	ppm	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01
G	ppm	0.02	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01
H	ppm	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01
I	ppm	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01
J	ppm	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01
K	ppm	0.04	0.05	0.07	<0.01	<0.01	<0.01
L	ppm	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01
M	ppm	0.06	0.05	0.05	<0.01	<0.01	<0.01
全硫黄 ^{※1}	mg/m ³	1.1	1.1	1.0	0	0	0
全硫黄 ^{※2}	mg/m ³	1.4	1.2	1.0	<0.5	<0.5	<0.5

※1：各硫黄化合物をガスクロマトグラフ（FPD）で分析し、合計・換算した値

※2：全硫黄分析[JIS K 2301(2011) 7.1.1.3 C法及び 7.1.3]にて分析

(2) CO₂ 分離膜性能確認

図 2-3-5 に実証試験開始当初の精製ガスメタン濃度の経時変化を示す。試験開始当初、CO₂ 分離膜の性能低下が確認された。性能低下の原因調査を行った結果、スリープガスとして CO₂ 分離膜に供給しているスチーム量が 1kg/h と非常に少なく、試験中に流量が変動したことにより、必要量のスチーム量が確保できない状態となったために性能が低下した可能性が考えられた。そこで、スチーム量の設定流量を 5kg/h とし必要量確保できるようにしたところ、図 2-3-6 に示すように安定した CO₂ 分離性能を確認することができた。

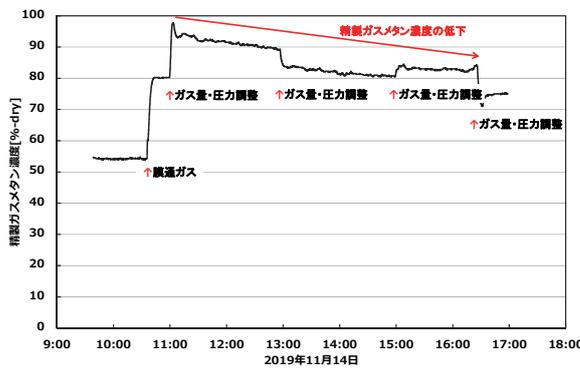


図 2-3-5 精製ガスメタン濃度経時変化
(試験開始当初)

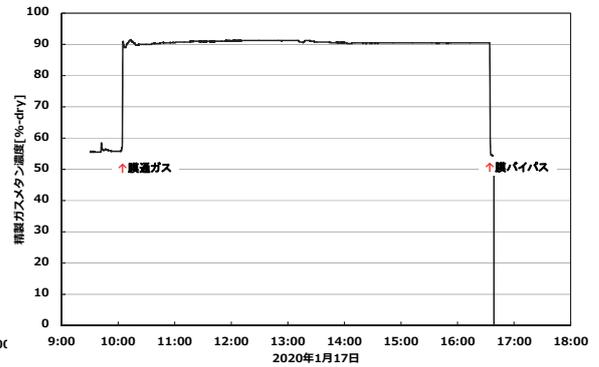


図 2-3-6 精製ガスメタン濃度経時変化
(スチーム量増加後)

図 2-3-7 に加圧条件（膜入口で 340kPa(G)）における実証試験での原料ガス流量と精製ガスメタン濃度の関係を示す。表 2-3-1 で示した今年度の実証試験条件の計画値は、平成 29 年度の基礎試験で得た CO₂ 透過速度の依存式のパラメーターについて、平成 30 年度の実証試験結果のフィードバックを行ってフィッティングし直して試算したものである。膜 1 本あたりの処理ガス量は 5m³N/h と試算されていたが（計画値）、試験の結果膜入口ガス圧力 340kPa(G)、精製ガスメタン濃度 90%-dry の条件における処理ガス量は約 2m³N/h であった（試験結果）。この原因については調査中であり、今後の検討課題である。

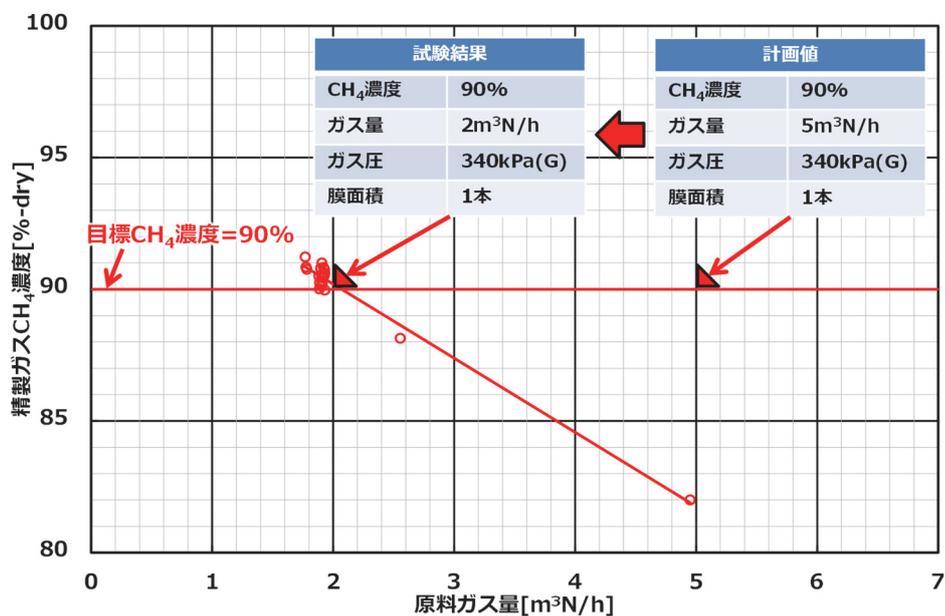


図 2-3-7 原料ガス流量と精製ガスメタン濃度の関係

図 2-3-8 に 10 回の立上げ下げを含む、10 日間の運転における精製ガスメタン濃度の経時変化を示す（平均処理ガス量 $1.9\text{m}^3\text{N/h}$ ）。精製ガスメタン濃度は延べ 57 時間にわたり概ね 90%-dry で一定となっており、本試験期間中では安定した CO_2 分離膜の性能を確認した。

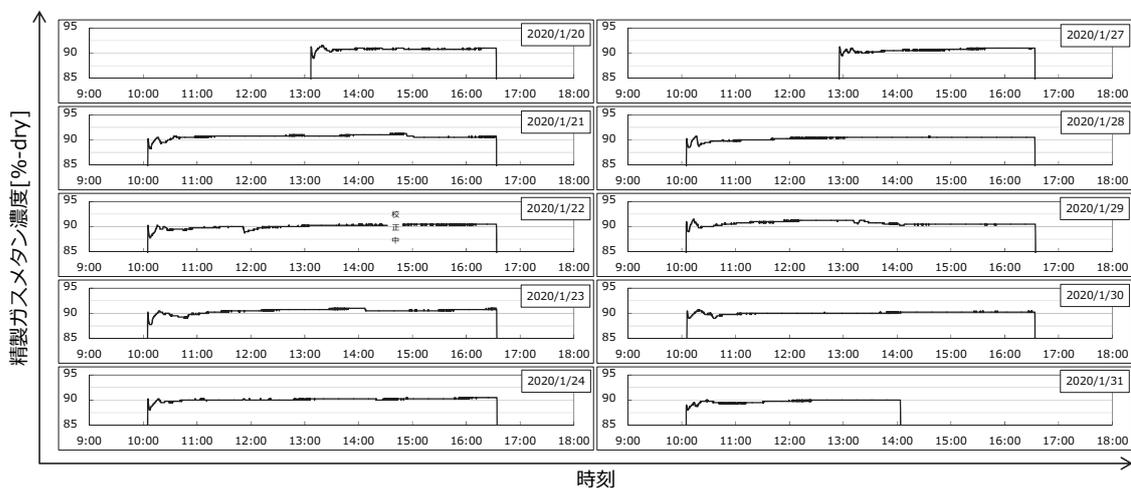


図 2-3-8 精製ガスメタン濃度の経時変化

4. 実証試験 2

4-1. 実証試験概要

八戸市東部終末処理場の既設メタンガス化施設から発生するバイオガスを用いて、膜エレメント 15 本を搭載した CO₂ 膜分離装置を準備し、CO₂ 膜分離装置で精製したバイオガスを用いて、船用天然ガスエンジン（加圧型、400kW）の性能および発電効率を確認した。さらにメタン濃度によるエンジン性能への影響を調べ、最適な膜分離条件（CO₂ 除去率等）やエンジン稼働条件を確認した。

4-2. 実証試験方法

図 2-4-1 に実証試験 2 の装置概略フロー、図 2-4-2 に装置の配置図、図 2-4-3 に CO₂ 膜分離装置の写真、図 2-4-4 に周辺装置を含む装置の写真とフローを示す。

CO₂ 膜分離装置の運転条件は下記の通りである。実証試験 1 に比べ、バイオガス流量に対する膜エレメントの本数が少ないのは、実証試験 1 よりも供給側圧力が高く CO₂ の膜透過の駆動力である CO₂ 分圧差が大きくなり、更に、今回用いる船用天然ガスエンジンに供給する必要メタン濃度が約 80% であり、必要な CO₂ 除去率（原料ガス中の CO₂ から除去する CO₂ の割合）が低いためである。

- ・ 膜入口温度 : 110°C
- ・ 供給側圧力 : 500~650kPa(G)
- ・ 透過側圧力 : 大気圧
- ・ バイオガス流量 : 50~200m³N/h
- ・ 供給側湿度 : 70%Rh
- ・ スイープガス : 15 本の膜エレメントの内、10 本はスチーム供給
5 本はスイープガス無し

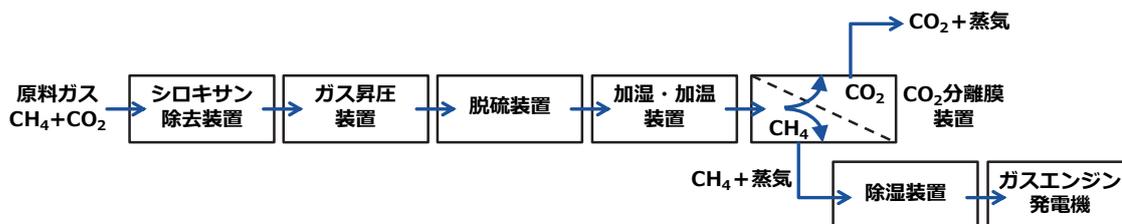


図 2-4-1 実証試験 2 装置概略フロー

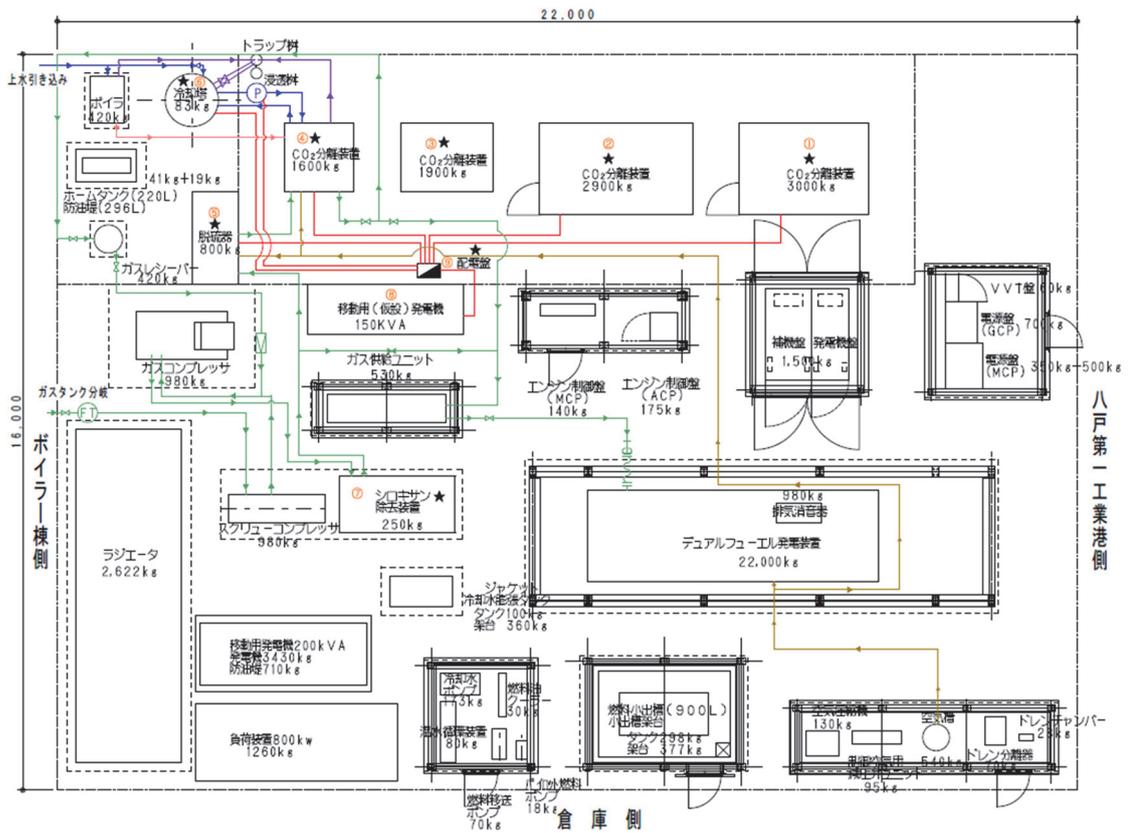


図 2-4-2 実証試験 2 装置配置図



図 2-4-3 実証試験 2 で用いた CO₂ 膜分離装置の写真

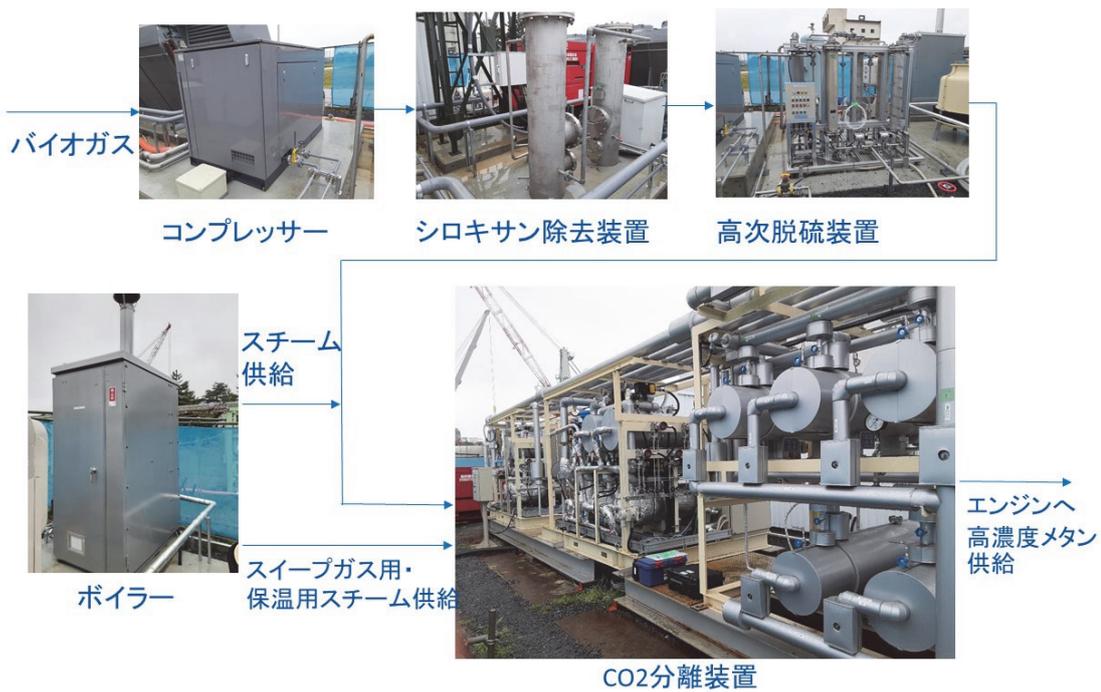


図 2-4-4 実証試験 2 で用いた CO₂ 膜分離装置の写真とフロー

H31 年度に実施した実証試験 1 の結果に基づき、下記の条件で図 2-4-5 に示される構成でシミュレーションを実施し、エンジンの稼働に必要なメタン濃度 78.2% 以上の精製ガスが得られることを確認した。

- ・ 温度 : 110°C
- ・ 供給側圧力 : 650kPa(G)
- ・ 透過側圧力 : 大気圧
- ・ バイオガス流量 : 170m³N/h
- ・ 供給側湿度 : 90% Rh
- ・ 透過側スイープガス : 15 の膜エレメントの内、10 本はスチーム供給
5 本はスイープガス無し

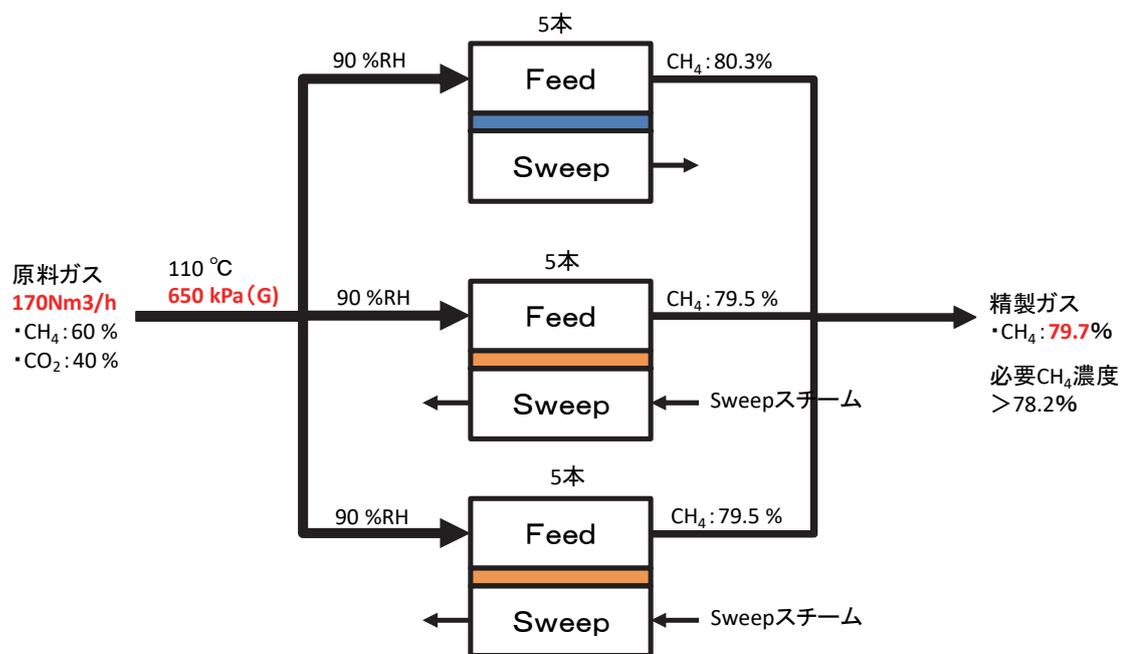


図 2-4-5 実証試験 2 のシミュレーションにおける装置構成

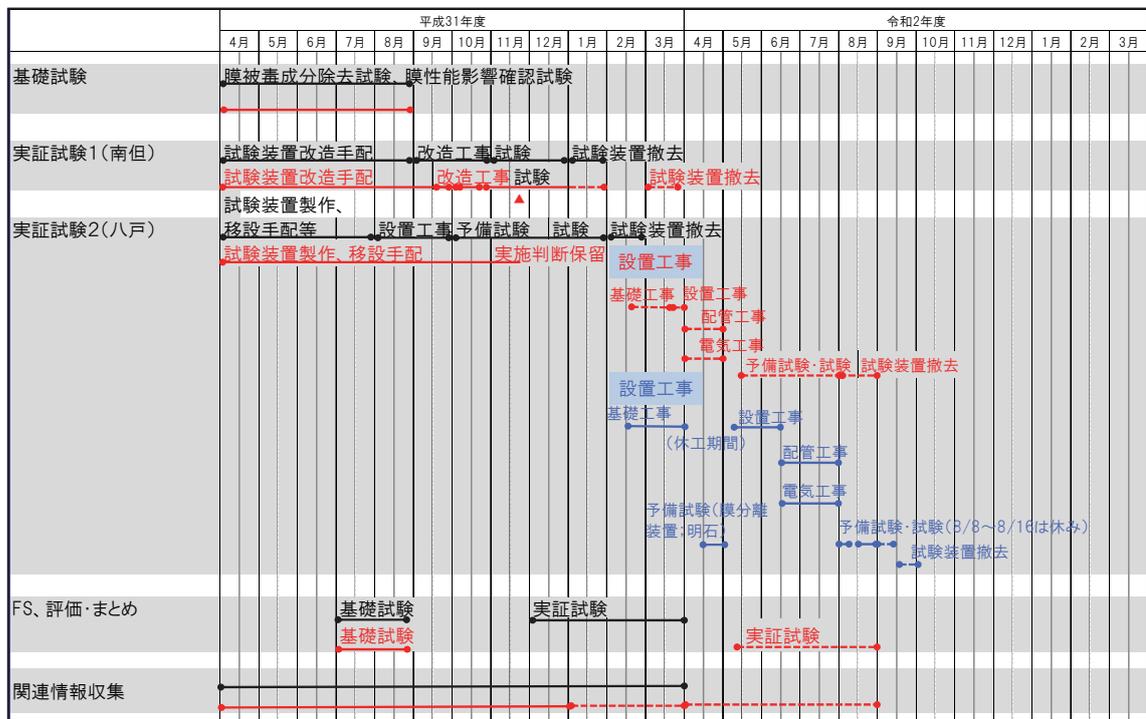
4-3.実証試験工程

前述の通り、実証試験 1（南但）において、試験装置の性能低下（精製後バイオガス中の CO₂ 濃度上昇）が認められた。この現象は実証試験 2 においても同様に発生することが予想されたため、実証試験 2 の実施可否の判断を保留し、工事手配を中断するとともに、その原因究明を最優先課題として検討した。

その結果、試験装置の性能低下の原因が CO₂ 分離膜や膜分離モジュールの性能低下ではなく、試験装置に供給するスチームの流量制御方法・精度の問題であり、実験中にスチーム供給量に変化したため、膜分離装置の CO₂ 除去率が低下した事が分かった。

その対策として装置を改善し、平成 31 年 12 月末には CO₂ 除去性能の安定性は確認できたものの、工事手配中断もあり、実証試験 2 は平成 31 年度中の完了が困難となり、令和 2 年 8 月末まで延長されることとなった。その後、令和 2 年 4 月初から 1 か月余りの期間、コロナ禍により休工期間となり、表 2-4-1 の青字で記載の工程のように 1 か月遅延する状況となった。

表 2-4-1 実証試験 2 の実施スケジュール



4-4. 実証試験結果

(1) 消化ガスの硫黄成分分析結果

図 2-4-6 に八戸市東部終末処理場の消化槽出口ガスの硫黄成分分析結果(図の△)を示す。また、一般廃棄物のメタンガス化施設の南但クリーンセンター(図の○)と別施設[A 組合](図の●)の発酵槽出口ガスの分析結果を併せて示す。なおプロットが無いものは、分析結果が定量下限値未満であったことを示している。図 2-4-7 は消化槽または発酵槽出口ガスを既設の脱硫装置で処理した後の硫黄成分の分析結果である。一般廃棄物由来のバイオガスと下水由来の消化ガスにおいて、硫黄成分の種類や量に大きな違いはなかった。

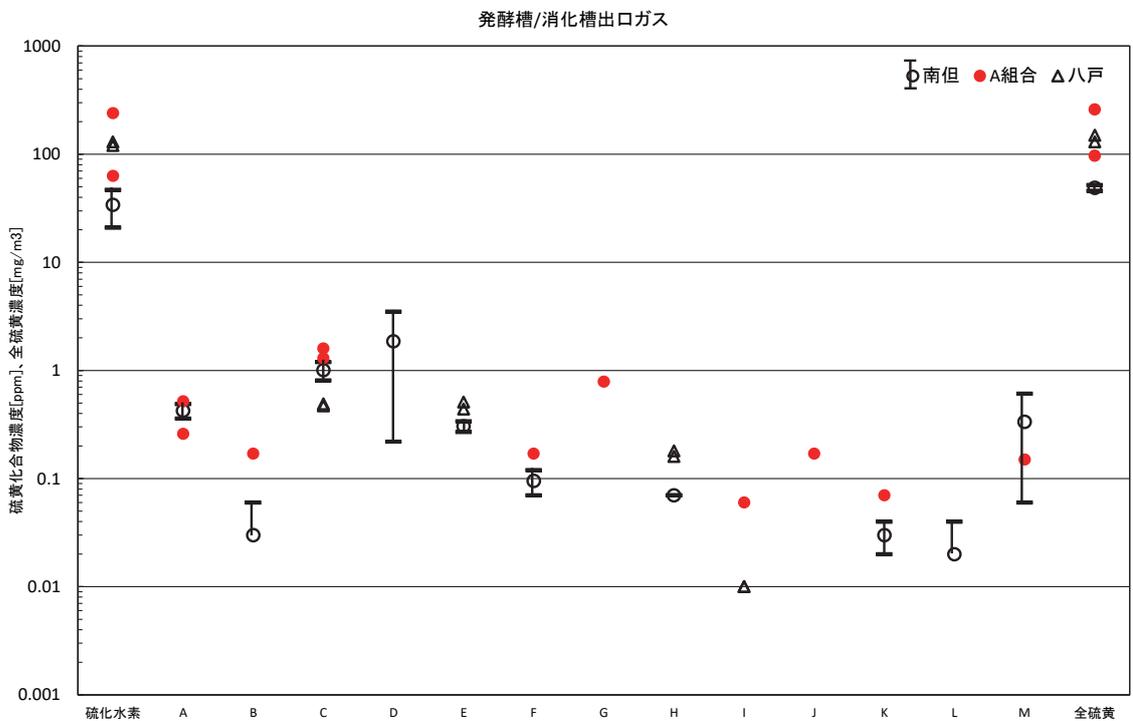


図 2-4-6 発酵槽／消化槽出口ガスの硫黄成分分析結果

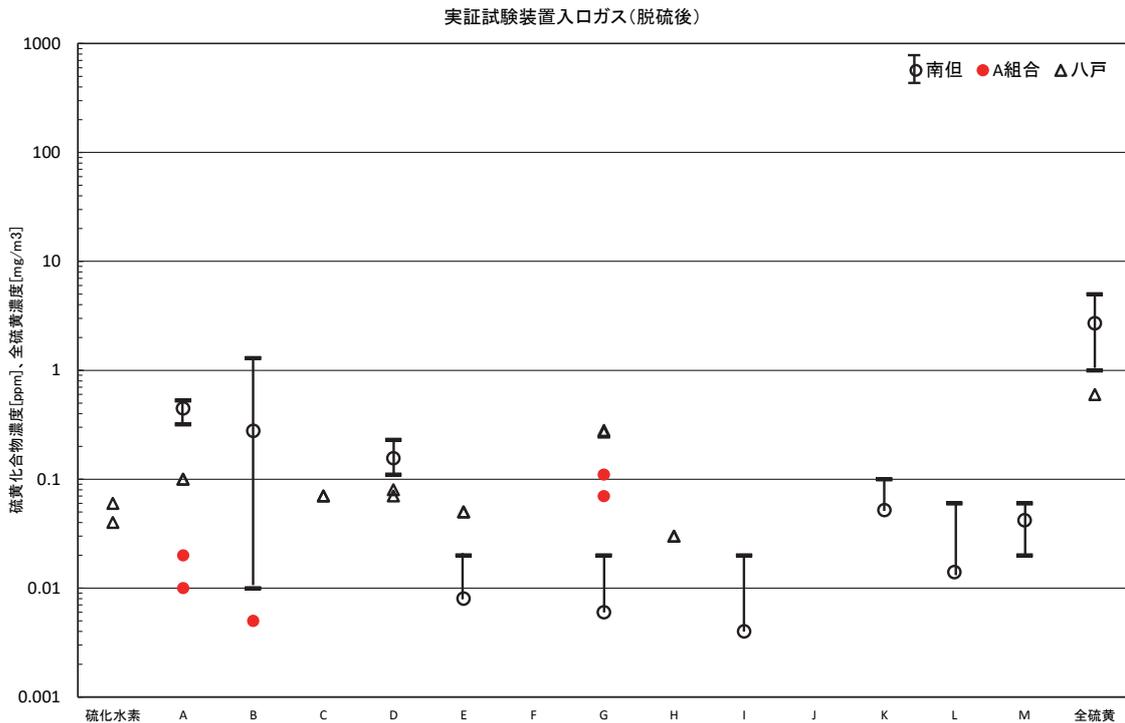


図 2-4-7 既設脱硫装置出口ガスの硫黄成分分析結果

表 2-4-2 と表 2-4-3 は、八戸市東部終末処理場の実証試験装置用に設置した高次脱硫装置の出口ガスの分析結果で、試験条件は下記の通りである。

【試験条件】

- ・ 脱硫温度 : 常温
- ・ バイオガス流量 : 100m³N/h
- ・ 水素添加 : 無し

表 2-4-2 は 8 月 4 日 (1 回目) と 8 月 31 日 (2 回目) に採取した高次脱硫装置出口ガスの分析結果である。1 回目の分析では硫化カルボニルのみ 0.17ppm が検出され、それ以外はガスクロマトグラフィーの分析限界以下であった。2 回目の再分析では硫化カルボニルは 0.1ppm 未満、全硫黄分析で 1mg/m³ 未満であり、1 回目の分析で検出された硫化カルボニルは、消化槽出口ガスに含まれていないこと (図 2-4-6)、再分析では検出されなかったことから、コンタミネーションが原因であると考えており、高次脱硫の効果が確認された。

表 2-4-2 実証試験 2 高次脱硫装置出口ガス分析結果

採取日時	1 回目		2 回目
	R2. 8. 4 15:45	R2. 8. 4 16:00	R2. 8. 31
硫化水素 ppm	<0.01	<0.01	<0.1
A ppm	<0.01	<0.01	<0.1
B ppm	<0.01	<0.01	<0.1
C ppm	<0.01	<0.01	<0.1
D ppm	<0.01	<0.01	<0.1
E ppm	<0.01	<0.01	—
F ppm	<0.01	<0.01	—
G ppm	0.17	0.17	<0.1
H ppm	<0.01	<0.01	—
I ppm	<0.01	<0.01	—
J ppm	<0.01	<0.01	—
K ppm	<0.01	<0.01	—
L ppm	<0.01	<0.01	—
M ppm	<0.01	<0.01	<0.1
全硫黄 mg/m ³	<0.5	<0.5	<1

※1：各硫黄化合物をガスクロマトグラフ（FPD）で分析した値

※2：ICP 発光分光分析法で分析した値

(2) CO₂膜分離装置とガスエンジンの組み合わせ予備試験

八戸市東部終末処理場で行う実証試験で使用する CO₂ 膜分離装置を明石市の二見浄化センターに設置し、実証試験 2 の予備試験を行った。実証試験 2 に用いる CO₂ 膜分離装置は、図 2-4-8 に示される通り、5 基のモジュールが連結した装置（仮に右から装置 A、B、C とする）が、3 基連結された構造となっており、計 15 基の膜モジュールが搭載される。

本予備試験は、装置 A、B、C の内の 1 本の膜モジュールにバイオガスを供給して、分離性能を確認した。なお、装置 A と C はスweepガスが流せる構造となっている。本試験は装置の健全性を確認することを主な目的としている。

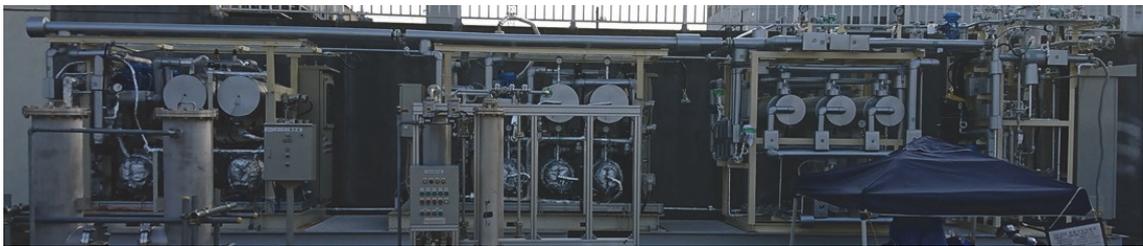


図 2-4-8 CO₂膜分離装置写真

試験条件と試験結果を表 2-4-3 に示す。ガス流量と圧力が八戸の実証試験 2 と異なるのは、二見浄化センターで使用できるバイオガス量の制約とバイオガス加湿用ボイラーの吐出圧力の制約による（ボイラーは八戸の実証試験 2 では別のものを用いた）。シミュレーションによる結果とほぼ同等のメタン濃度が得られることを確認した。

表 2-4-3 明石市二見浄化センターでの予備試験結果

		装置 A の内 の 1 本	装置 B の内 の 1 本	装置 C の内 の 1 本
測定温度	°C	119	110	110
供給側入口乾ガス流量	m ³ N-dry/h	18.1	18.5	18.2
供給側入口圧力	kPa(G)	244	244	240
供給側 H ₂ O 供給量	kg/h	9	9	9
供給側入口 CH ₄ 濃度	%	56.7	56.3	55.7
供給側出口 CH ₄ 濃度	%	61.9	65.0	65.0
スweepスチーム流量	kg/h	5	なし	5
シミュレーションによる 供給側出口 CH ₄ 濃度	%	62.1	67.0	62.2

(3) CO₂膜分離装置とガスエンジンの組み合わせ実証試験

八戸市東部終末処理場で行った CO₂ 膜分離装置とガスエンジンの組み合わせ実証試験結果を図 2-4-9 と表 2-4-4 に示す。東部終末処理場で発生する実際の下水消化ガスを用いて、CO₂ 分離膜により CO₂ を除去し、船用天然ガスエンジンによる発電試験を実施し、400kW の場合 39% の発電効率が得られた。なお、発電効率の計算方法は下記の式を用いている。

$$\text{発電効率}[\%] = \text{発電負荷}[\text{kW}] \div \text{メタン熱量}[\text{kW}] \times 100$$

メタン熱量[kW]

$$= \text{CO}_2 \text{ 膜分離装置出口ドライガス量}[\text{m}^3\text{N-dry/h}] \times \text{メタン濃度}[\%] / 100 \\ \times \text{メタン低位発熱量}[\text{35.8MJ/m}^3\text{N}] \div 3.6[\text{MJ/kWh}] \times 100$$

目標とした発電効率 43% (400kW 時) に対して、39% の結果であった。なおガスエンジンはパイロット着火用に燃料油を使用しており、この熱量を考慮すると発電効率は 38% となる。

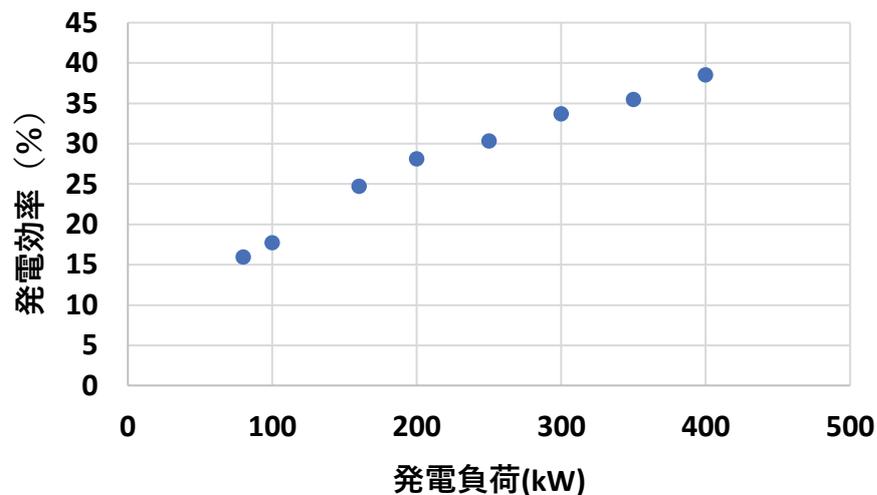


図 2-4-9 実証試験 2 における発電負荷と発電効率の関係

表 2-4-4 各発電条件における測定値

発電負荷 [kW]	発電効率 [%]	膜出口 乾ガス量 [m ³ N-dry/h]	膜出口ガス メタン濃度 [%-dry]	膜出口ガス メタン流量 [m ³ N/h]
80	16	62	81	50
100	18	64	89	57
160	25	83	78	65
200	28	81	88	71
250	30	96	86	83
300	34	105	85	89
350	35	119	83	99
400	39	128	81	104

5. まとめ

- (1) 模擬ガスを用いた基礎試験と実際のバイオガスを用いた実証試験でガス圧力や温度、湿度条件における膜の CO₂ 透過速度を測定し、透過速度の依存式を導出した。
- (2) 実証試験で得た結果から得られた CO₂ 分離膜の最適運転条件は以下の通りである。

【設定条件】

- 原料ガス CH₄ 濃度 : 52.5%-dry
- 原料ガス CO₂ 濃度 : 47.5%-dry
- 膜面積 : 膜分離モジュール 1 本 (低圧仕様)
- 精製ガス CH₄ 濃度 : 90%-dry

【最適条件】

- 原料ガス流量 : 2m³N/h
- 原料ガス圧力 : 340kPa(G)
- 原料ガス温度 : 110°C
- 原料ガス湿度 : 80%Rh

- (3) 10 回の立上げ下げを含む 10 日間の運転を行い、安定した CO₂ 分離膜の性能を確認した。
- (4) 高性能船用天然ガスエンジンを適用するためのシミュレーションによる CO₂ 分離膜の想定最適運転条件は以下の通りである。なお、シミュレーションの精度は明石市二見浄化センターで実施した予備試験で確認している。

【設定条件】

- 原料ガス CH₄ 濃度 : 52.5%-dry
- 原料ガス CO₂ 濃度 : 47.5%-dry
- 膜面積 : 膜分離モジュール 1 本 (低圧仕様)
- 精製ガス CH₄ 濃度 : 80%-dry

【想定最適条件】

- 原料ガス流量 : 10m³N/h
- 原料ガス圧力 : 700kPa(G)
- 原料ガス温度 : 110°C
- 原料ガス湿度 : 90%Rh

- (5) 八戸市東部終末処理場で実施した CO₂ 分離膜と高性能船用天然ガスエンジンの組み合わせ試験の結果、目標とした発電効率 43% (400kW 時) に対して、39% の結果であった (着火用パイロット燃料油の熱量を考慮すると 38%)。

第3章 システムⅡ：分離回収したCO₂の有効利用システム

システムⅠで分離回収したCO₂を有効利用することで、大気放出するCO₂を削減するシステムの評価を行った。

平成29年度⁵⁾は分離回収したCO₂を併設する焼却施設から発生する灰に固定化することで、CO₂排出量の削減を行うとともに、灰の炭酸化によって重金属類の溶出を抑制するシステムの評価を行った。また、他のCO₂利用用途について調査・検討を実施した。

平成30年度⁶⁾はCO₂固定化処理灰の重金属類溶出量の挙動について追加調査を行った。また他のCO₂利用用途として、重曹を製造するシステムについて試験を行い、システムの評価を実施した。さらに分離回収したCO₂を用いたメタネーションシステムの検討を行った。

1. 分離回収したCO₂の利用用途についての調査

日本政府は地球温暖化問題に対し、2030年度に2013年度比26%、2050年度に同80%の温室効果ガス削減を目標に掲げている。目標達成には大幅なエネルギー政策転換や技術革新が必要であり、石油代替としての再生可能エネルギーおよびCO₂を排出しない水素の導入拡大が国策として進められようとしている。また、火力発電所や高炉などのCO₂排出施設からの排ガス中に含まれるCO₂を分離回収する技術も有望視されており、回収したCO₂を地中に貯留する技術、いわゆるCCS（Carbon dioxide Capture & Storage）は世界的に技術開発が進められている。

分離回収したCO₂を利用することはCCU（Carbon dioxide Capture & Utilization）と呼ばれ、種々の技術開発が進められており、それらの技術を対象として調査した。CO₂利用用途の事例を表3-1-1に示す。

表 3-1-1 CO₂利用用途の事例 (1/2)

項目	用途	内容
①	尿素	<ul style="list-style-type: none"> • $2\text{NH}_3 + \text{CO}_2 \rightarrow \text{CO}(\text{NH}_2)_2 + \text{H}_2\text{O}$、圧力：15～25MPa、温度：180～200℃ • インド、マレーシアで商用プラント（三菱重工業） • 尿素国内生産量：45万トン、輸入量：35万トン（2006）
	メタノール	<ul style="list-style-type: none"> • $\text{CO}_2 + 3\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{OH} + \text{H}_2\text{O}$、圧力：3～10MPa、温度：200～300℃ • アイスランドで商用プラント（CRI社、2012年） • メタノール輸入量：183万トン（2001）、全量輸入
	エタノール	<ul style="list-style-type: none"> • $2\text{CO}_2 + 6\text{H}_2 \rightarrow \text{C}_2\text{H}_5\text{OH} + 3\text{H}_2\text{O}$ • メタノールよりも転換率（選択性）が低い • エタノール輸入量：115万kl（2015）、全量輸入
	重曹	<ul style="list-style-type: none"> • $\text{CO}_2 + \text{NaOH} \rightarrow \text{NaHCO}_3 \downarrow$ • 製造した重曹をごみ処理施設内で利用できる
	ポリカーボネート	<ul style="list-style-type: none"> • ビスフェノールやジオールなどとCO₂の重合で製造 • ポリカーボネート国内製造量：29万トン
	PEF原料	<ul style="list-style-type: none"> • ポリエチレンテレフタレート（PET）の代替となるポリエチレンフラーノエート（PEF）の原料であるフランジカルボン酸（FDCA）を製造 • ペットボトル国内販売量：56万トン
	ポリクワトロン	<ul style="list-style-type: none"> • ブタジエンとCO₂の重合で製造 • 自動車やスマートフォンなどの部品として利用可能

表 3-1-1 CO₂利用用途の事例 (2/2)

項目	用途	内容
燃料	⑧ CO+H ₂	<ul style="list-style-type: none"> CH₄+CO₂→2CO+2H₂ (ドライリフォーミング) カーボンキョーキングを抑制するリフォーミング触媒の研究事例が近年多く報告あり
	⑨ CH ₄	<ul style="list-style-type: none"> CO₂+4H₂→CH₄+2H₂O (メタネーション) 欧州を中心に再生可能エネルギーで製造した水素(水の電気分解)を用いた実証試験
	⑩ 化石燃料採取	<ul style="list-style-type: none"> 発電所などから排出されたCO₂を回収して油田の油層に送り込み、地下に残っている原油を回収(EOR) 現時点で回収したCO₂が最も商用で利用されている用途
農業		<ul style="list-style-type: none"> 清掃工場排ガスから化学吸収法で分離回収したCO₂を化粧品原料(アスタキサンチン)やジェット機燃料となる藻類培養施設に供給(佐賀市清掃工場) バイオガスの精製時に分離されるCO₂を炭酸水として海藻工場に供給。精製されたCH₄はガスエンジン(6kW)で利用。ガスエンジンの排ガス中CO₂はトマト工場に供給(豊川浄化センター)

廃棄物処理施設は火力発電所などと比較すると小規模かつ分散型の施設であるため、排出される CO₂ 量は比較的少ない。そのため、回収した CO₂ を貯留設備まで搬送するには輸送費が高くなるだけでなく、輸送車両が排出する CO₂ 量も無視できなくなる。従って、システム I で分離回収した CO₂ は、施設内または施設周辺で利用（地産地消）することが望ましいと考える。そこで CO₂ 利用用途として、重曹を製造するシステムは、併設焼却炉の酸性ガス処理薬剤として利用することができる。またメタネーションシステムで製造した CH₄ は、システム I の汎用都市ガス仕様のガスエンジンで発電を行うことができる。平成 30 年度はこの 2 つのシステムについて評価を行った。

2. 分離回収した CO₂ の灰への固定化システムの評価

システム I で分離回収した CO₂ を併設焼却施設から発生する灰（主灰・飛灰）へ固定化することで、大気放出する CO₂ を削減するとともに、灰の炭酸化によって重金属類の溶出を抑制することで、重金属固定化薬剤の使用量を削減することができる。このシステムの評価を行うために、CO₂ 固定可能量と重金属類の溶出抑制効果の試験を実施した。

2-1. CO₂ 固定化試験

灰の CO₂ 固定可能量について、実験室規模の基礎試験を実施して確認した。また CO₂ 固定化処理後の灰の重金属類溶出量等の分析を行い、主灰の有効利用の可能性や飛灰の重金属固定化薬剤の低減量などについて確認を行った。

図 3-2-1、3-2-2 に示す試験装置を用いて基礎試験を実施した。アクリル製の反応カラム（内径 104mm）に灰を 250g-dry 充填し、所定流量の CO₂ を所定時間カラム底部から通気した。灰の水分が 10～20% の範囲において CO₂ の固定量が多くなるため、飛灰については蒸留水を添加して水分を 15% に調整した。主灰は湿灰を用いるため、有姿のまま試験に供した。また試験中に灰が乾燥することを防ぐために、通気する CO₂ は水蒸気飽和槽を通して反応カラムに供給した。

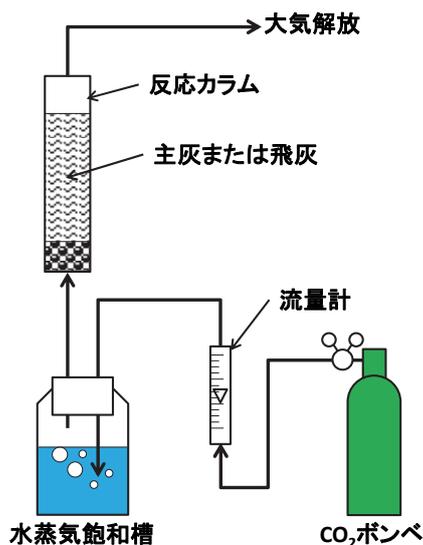


図 3-2-1 CO₂ 固定化試験装置

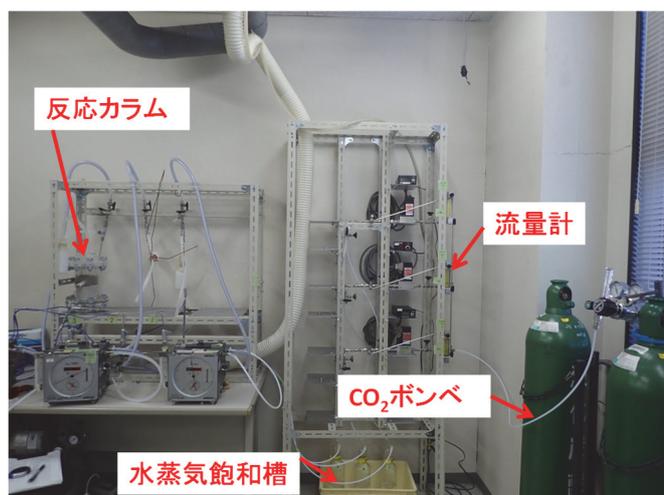


図 3-2-2 CO₂ 固定化試験装置写真

(1) 灰の CO₂ 固定可能量

図 3-2-3 に灰の CO₂ 固定試験の結果を示す。通気時間が 30 分までは通気流量が多いほど CO₂ 固定量が多くなっているが、60 分以上では通気流量によらず平衡に達している。通気時間が 60 分における CO₂ 固定量（固定可能量）の平均値は、主灰では 28.6kg-CO₂/t-dry 灰、飛灰では 55.4kg-CO₂/t-dry 灰であった。

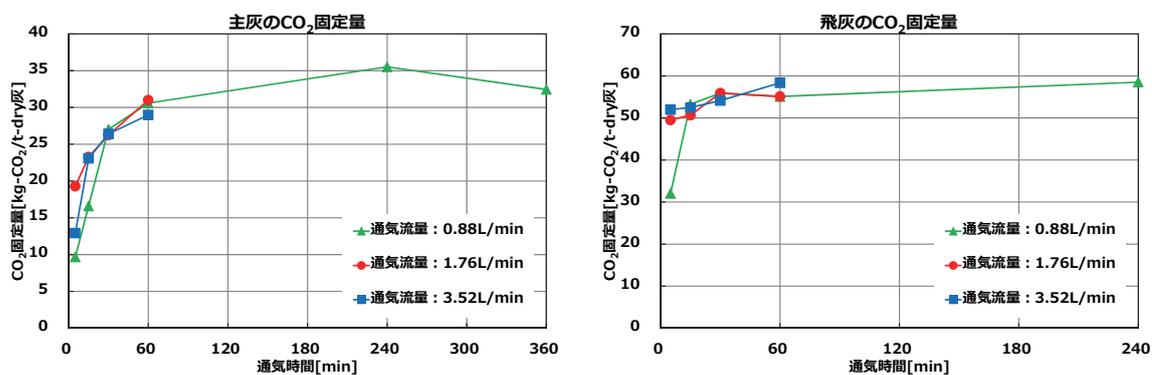


図 3-2-3 灰の CO₂ 固定可能量

主灰および飛灰の CO₂ 固定可能量は、コンバインドシステムの年間ごみ処理量が 14,000 トンの場合、以下のようなになる。

主灰	: 14,000t/年 × 8% - 主灰 × 28.6kg-CO ₂ /t-灰	= 32.0t-CO ₂ /年
飛灰	: 14,000t/年 × 2% - 飛灰 × 55.4kg-CO ₂ /t-灰	= 15.5t-CO ₂ /年
合計	:	= 47.5t-CO ₂ /年

これは、システム I で分離回収する CO₂ 量（約 1,000t-CO₂/年）の約 5%となる。

(2) 飛灰の CO₂ 固定化による重金属類溶出量抑制効果

試験における CO₂ 通気流量が 0.88、3.52L/min の場合の、飛灰の CO₂ 固定化処理前後の鉛溶出試験結果（環告 13 号法）を図 3-2-4 に示す（溶出量が定量下限値未満の場合は、下限値の 50%の値で図示している）。

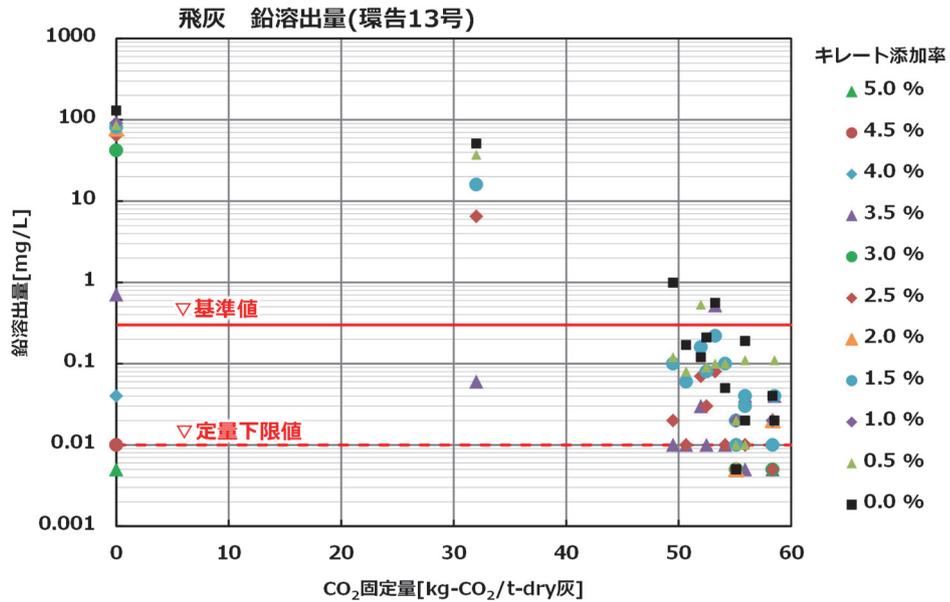


図 3-2-4 飛灰の CO₂ 固定量による鉛溶出量の影響

飛灰の CO₂ 固定量の増加に伴って鉛溶出量が減少しており、飛灰中の鉛が炭酸化 (PbCO₃) されることで、不溶化したものと考えられる。原灰 (CO₂ 固定量 = 0kg-CO₂/t-灰) の鉛溶出量を基準値以下とするために必要なキレート添加率は 4% 以上となっているが、CO₂ 固定化処理を行うことによって、固定量が約 50kg-CO₂/t-灰以上の場合、鉛溶出量を基準値以下とするためのキレート添加が不要となった。

(3) 主灰の CO₂ 固定化による重金属類溶出量抑制効果

主灰の CO₂ 固定化処理前後の鉛溶出試験結果（環告 46 号法）と鉛含有量試験結果（環告 19 号法）を図 3-2-5 に示す（鉛溶出量が定量下限値未満の場合は、下限値の 50%の値で図示している）。

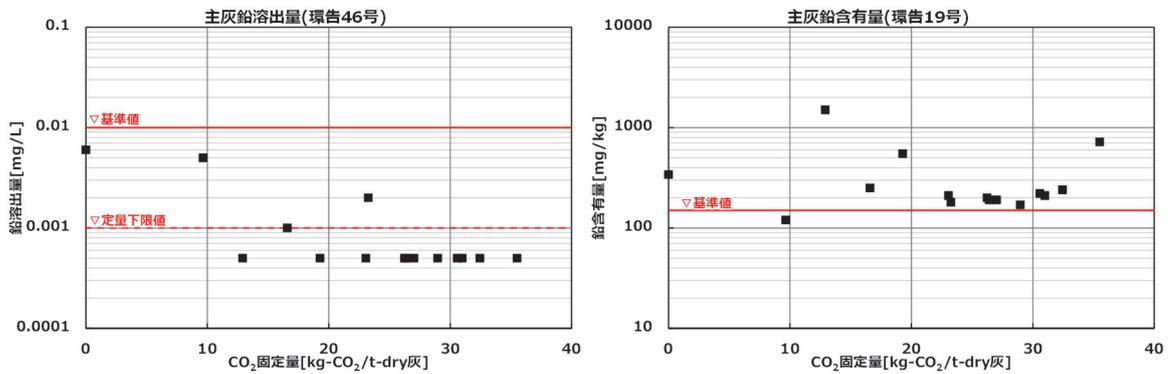


図 3-2-5 主灰の CO₂ 固定量による鉛溶出量の影響

主灰は CO₂ 固定化処理を行わなくても鉛溶出量は土壤環境基準値以下であるが、飛灰と同様に CO₂ 固定量の増加に伴って鉛溶出量が減少しており、固定量が多くなると定量検出下限値未満となっている。

一方の鉛含有量は CO₂ を固定化しても低減することができなかった。環告 19 号法による鉛含有量とは、1 規定の塩酸に溶出する鉛の量を分析するものであり、全含有量とは異なる。よって、環告 13 号や環告 46 号法の水による溶出試験では、鉛溶出量の低減効果があるが、環告 19 号の塩酸による試験では炭酸化した鉛が溶解したものとする。

2-2. CO₂固定化処理灰の重金属溶出挙動

前述のように平成 29 年度の基礎試験で、主灰、飛灰ともに CO₂を固定化することで、それぞれ環告 46 号試験、環告 13 号試験における鉛溶出量が低減することを確認した。平成 30 年度は、CO₂固定化による長期的な鉛の溶出挙動について調査する目的で、pH 依存性試験⁸⁾を行った。

(1) 試験方法

試料 30g と溶媒 300mL（溶出液が所定の pH（5～12 程度）になるように pH 調整剤を添加したもの、固液比=10）を 500ml 容器に入れ、2 時間平行振とうした。振とう後、3,000rpm で 20 分間遠心分離した後、上澄み液を孔径 1.0 μ m メンブランフィルターで減圧ろ過し、上澄み液の pH および鉛濃度を測定した。pH 依存性試験を行った試料は、

- ① CO₂を固定化処理する前の主灰（以下、CO₂未固定化主灰）
- ② CO₂を固定化処理した主灰（以下、CO₂固定化主灰）
- ③ CO₂を固定化処理する前の飛灰（以下、CO₂未固定化飛灰）
- ④ CO₂を固定化処理した飛灰（以下、CO₂固定化飛灰）

の 4 種類を用いた。CO₂を固定化した灰には、平成 29 年度の基礎試験結果から、灰 250g に CO₂濃度 100%のガスを 1.76L/min で 60 分間通気したものを用いた。

(2) 主灰の鉛溶出挙動

CO₂ 未固定化主灰と CO₂ 固定化主灰について、鉛溶出量の pH 依存性試験を実施した結果を図 3-2-6 に示す（定量下限値（0.01mg/L）未満の結果は、定量下限値の50%の値として図示している）。

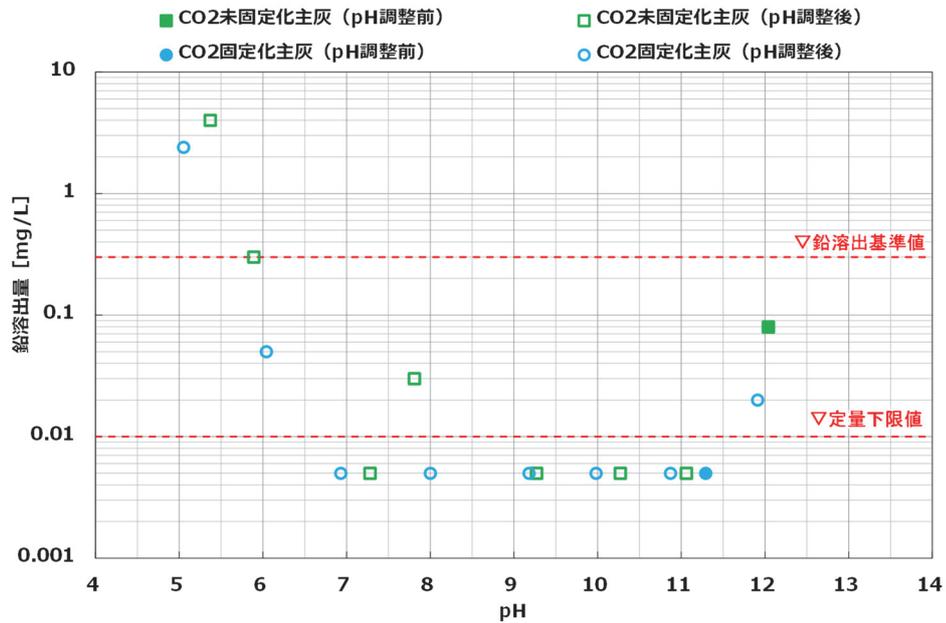


図 3-2-6 pH 依存性試験結果（主灰）

pH 調整前の鉛溶出量は、CO₂ 未固定化主灰が 0.08mg/L（pH12.0）、CO₂ 固定化主灰が 0.01mg/L 未満（pH11.3）であった。pH 調整後の鉛の溶出挙動は、pH7~12 の範囲では CO₂ 未固定化、固定化主灰ともに溶出量は基準値（0.3mg/L）未満であったが、pH6 以下となると溶出量が増加する傾向となり、pH5 の条件では CO₂ 未固定化主灰が 4.0mg/L、CO₂ 固定化主灰が 2.4mg/L の基準値を超える鉛溶出量が確認された。

CO₂ 未固定化、固定化主灰ともに pH 依存性の挙動は同様であるが、CO₂ を固定化することにより、鉛溶出量の抑制効果が認められた。

(3) 飛灰の鉛溶出挙動

CO₂未固定化飛灰とCO₂固定化飛灰について、鉛溶出量のpH依存性試験を実施した結果を図3-2-7に示す（定量下限値（0.01mg/L）未満の結果は、定量下限値の50%の値として図示している）。なお、CO₂未固定化飛灰ではpH6以下およびpH11以上での試験から、鉛溶出基準値が超過することが確認できたため、pH7~10での試験は省略した。

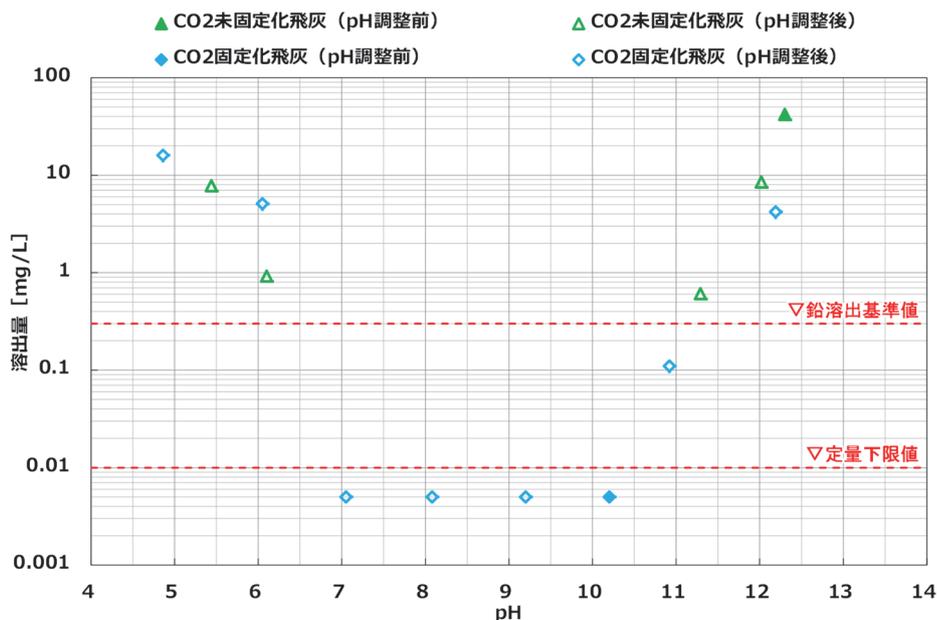


図 3-2-7 pH 依存性試験結果（飛灰）

pH調整前の鉛溶出量は、CO₂未固定化飛灰が42mg/L（pH12.3）、CO₂固定化飛灰が0.01mg/L（pH10.2）未満であった。飛灰はCO₂を固定化することで鉛溶出量が大幅に抑制されている。pH調整後の鉛の溶出挙動は、CO₂未固定化飛灰ではpH6以下およびpH11以上のとき、CO₂固定化飛灰ではpH6以下およびpH12のときにそれぞれ鉛溶出量が基準値を超過した。CO₂未固定化、固定化飛灰ともにpHに対し同様の挙動を示しているが、同じpHでの鉛溶出量を比較すると、アルカリ側ではCO₂を固定化した飛灰のほうが鉛溶出量は少なくなっており、CO₂固定化による鉛溶出量の抑制効果が認められた。

CO₂を固定化してもpHを変動させると鉛溶出量が基準値を超過することから、CO₂を固定化した飛灰に対しても重金属固定化薬剤を少量添加しておくことが、長期安定性を確保する上でも望ましいと思われる。但し、CO₂を固定化しない場合よりも重金属固定化薬剤の添加量を削減する効果がある。

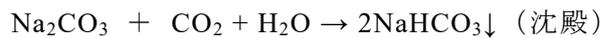
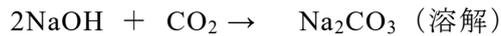
2-3. まとめ

- 灰の CO₂ 固定可能量は、灰 1ton-dry あたり、主灰では 28.6kg-CO₂、飛灰では 55.4kg-CO₂ であった。
- 飛灰に CO₂ を固定化することで環告 13 号による鉛溶出量が減少し、重金属固定化薬剤を使用しなくても鉛溶出量が基準値以下になることを確認した。
- 主灰に CO₂ を固定化することで、飛灰と同様に環告 46 号による鉛溶出量が減少した。しかし、環告 19 号による鉛含有量（塩酸に溶出する量）には抑制効果がなかった。
- CO₂ 未固定化、固定化主灰ともに pH 依存性の挙動は同様であるが、CO₂ を固定化することにより、鉛溶出量の抑制効果が認められた。
- CO₂ を固定化しても pH を変動させると鉛溶出量が基準値を超過することから、CO₂ を固定化した飛灰に対しても重金属固定化薬剤を少量添加しておくことが、長期安定性を確保する上でも望ましいと思われる。但し、CO₂ を固定化しない場合よりも重金属固定化薬剤の添加量を削減する効果がある。

3. 分離回収した CO₂ を用いた重曹製造システムの評価

システム I で分離回収した CO₂ の利用用途として、重曹を製造するシステムについて基礎試験を行い、試験結果を評価した。重曹は併設する焼却炉において、排ガス中の酸性ガス除去薬剤として使用することができる。

重曹製造の反応式を下記に示す。CO₂ を苛性ソーダ (NaOH) に過剰に反応させると重曹 (NaHCO₃) が生成する。



炭酸ナトリウム (Na₂CO₃) と重曹の各温度における溶解度を図 3-3-1 に示す。

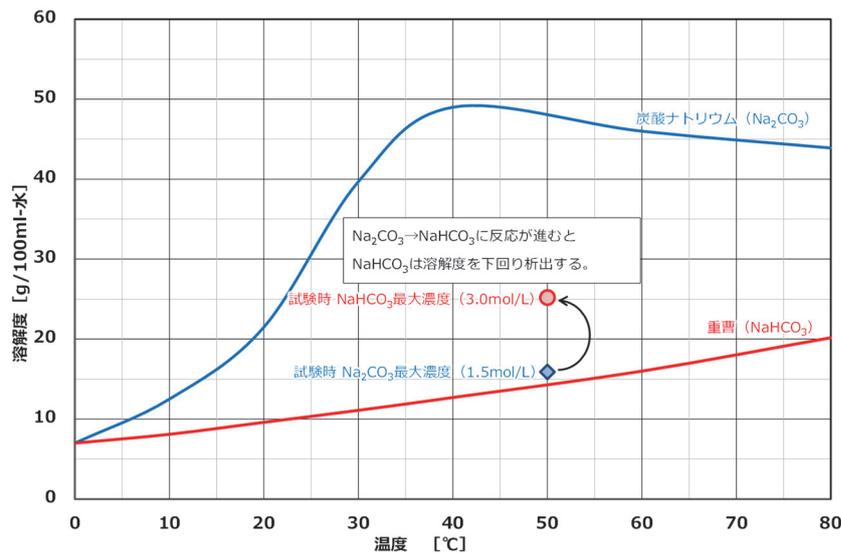


図 3-3-1 炭酸ナトリウムと重曹の溶解度曲線

重曹製造試験の条件は、炭酸ナトリウムの状態では全量溶解し、反応が重曹生成まで進むと重曹の溶解度を超えて重曹が沈殿する条件で行う必要がある。一例として、図 3-3-1 に実施した試験条件での、炭酸ナトリウムおよび重曹の溶解量を示した。試験では 3mol/L の苛性ソーダ水溶液を用いた。前述の重曹生成反応式より、苛性ソーダ 3mol/L が CO₂ と反応して全量が炭酸ナトリウムに転換したと仮定すると、炭酸ナトリウムは 1.5mol/L 生成する。この時の炭酸ナトリウム (106g/mol) の溶解量は、1.5mol/L×106g/mol=159g/L=15.9g/100ml となる (図 3-3-1 青◇)。試験は 50~60°C で実施しており、この温度範囲では炭酸ナトリウムの溶解度曲線 (図 3-3-1 青線) と比較して炭酸ナトリウムの溶解量は十分低く、全量が容易に溶解する。

さらに炭酸ナトリウムが CO₂ と反応し、全量が重曹に転換したと仮定すると、重

曹は重曹生成反応式より 3mol/L 生成する。このときの重曹 (84g/mol) の溶解量は、 $3\text{mol/L} \times 84\text{g/mol} = 252\text{g/L} = 25.2\text{g}/100\text{ml}$ となる (図 3-3-1 赤○)。50~60℃での重曹の溶解度 (図 3-3-1 赤線) は 15g/100ml 程度であるので、炭酸ナトリウムから重曹に反応が進み、溶解度を越えたものは析出する。(実際の現象では、重曹は過飽和で溶解した状態となり、ある時点で急激に析出する。)

3-1. 重曹製造試験

(1) 試験方法

重曹製造試験装置のフローを図 3-3-2 に示す。試験に供する CO₂ ガスは、システム I 実証試験装置の CO₂ 膜分離ユニットで分離した CO₂ を含むスweepガスの排気を分岐して真空ポンプを用いて引き抜いた。分離回収した CO₂ は高温で蒸気が多く含まれているため、ガス冷却器を兼ねたドレンポットを設置して凝縮した水分を除去しながら常温まで冷却した。重曹製造試験装置入口の CO₂ ガス流量は、フロー式流量計で測定し流量調整した。苛性ソーダ水溶液 200mL (3mol/L) を充填したインピンジャを恒温槽に入れて所定の温度に維持し、CO₂ ガスを供給して重曹を製造した。インピンジャ出口ガス流量は、湿式ガスメーターで積算流量を測定した。苛性ソーダ水溶液の温度は 50、55、60℃の 3 条件について実施した。

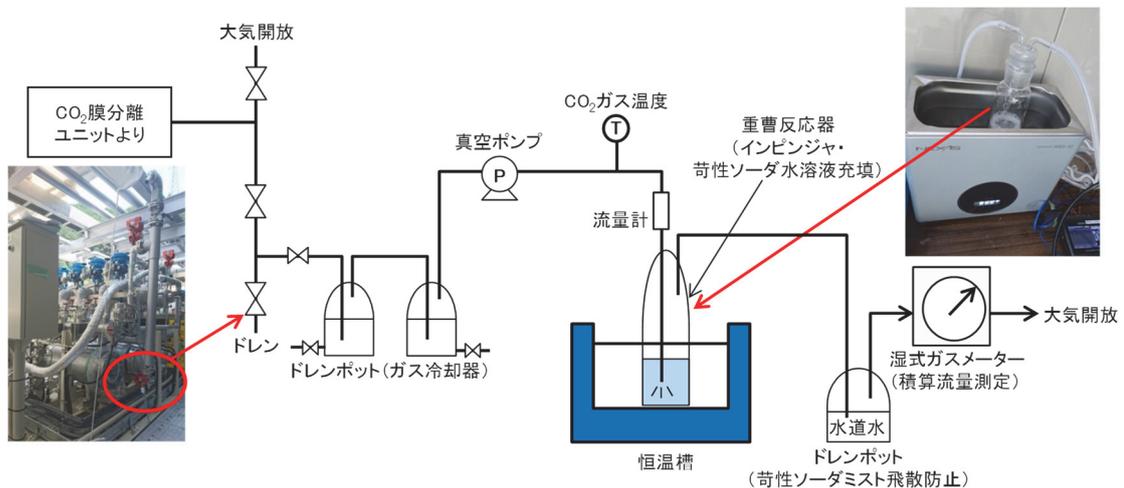


図 3-3-2 重曹製造試験装置フロー

(2) 試験結果

試験の様子 (RUN1) を図 3-3-3 に示す。右の写真は過飽和となっていた重曹が急激に析出し、沈殿した状態である。

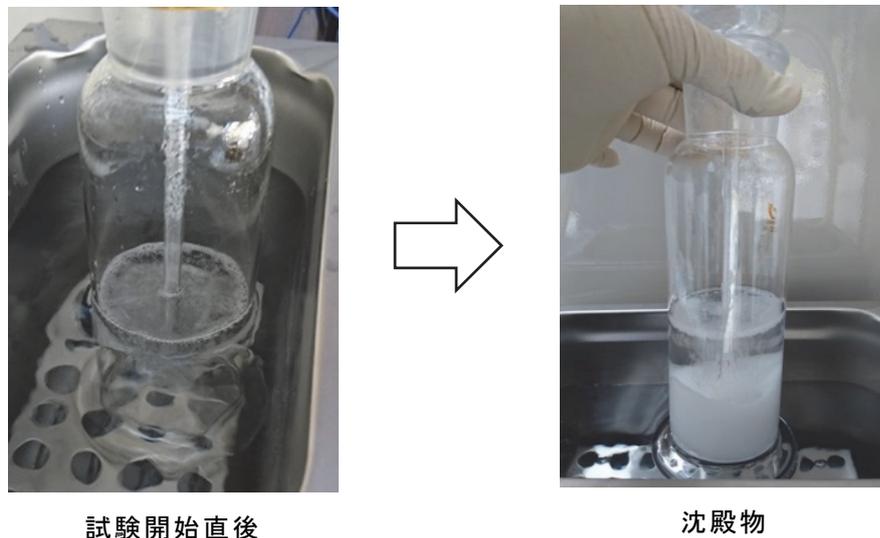


図 3-3-3 重曹製造試験の様子

RUN2 試験における苛性ソーダ水溶液の pH の経時変化および、インピンジャ入口と出口の CO₂ 通ガス積算量を図 3-3-4 に示す。苛性ソーダ水溶液の pH は CO₂ の通ガスに伴って低下し、析出物が沈殿した時点（通ガス時間 75 分）では pH は 8.7 まで低下した。RUN1 および 3 も同様の pH 変化であった。各反応段階での pH の計算値は次の通りである。

- 3mol/L 苛性ソーダ水溶液の pH=14
- 苛性ソーダが全量反応して炭酸ナトリウムが溶解している場合の pH=12.3
- 更に反応が進み、全量重曹が溶解している場合の pH=8.3

したがって、本試験の pH 変化より次のような反応が進んだものと推察される。

- ① 苛性ソーダは通ガス後 10 分間程度で炭酸ナトリウムにほぼ全量反応
- ② 並行して徐々に炭酸ナトリウムから重曹に反応が進む
- ③ 最終的に、75 分の時点で全量重曹まで反応が進む前に重曹が溶解度を超過過飽和の状態から急激に析出

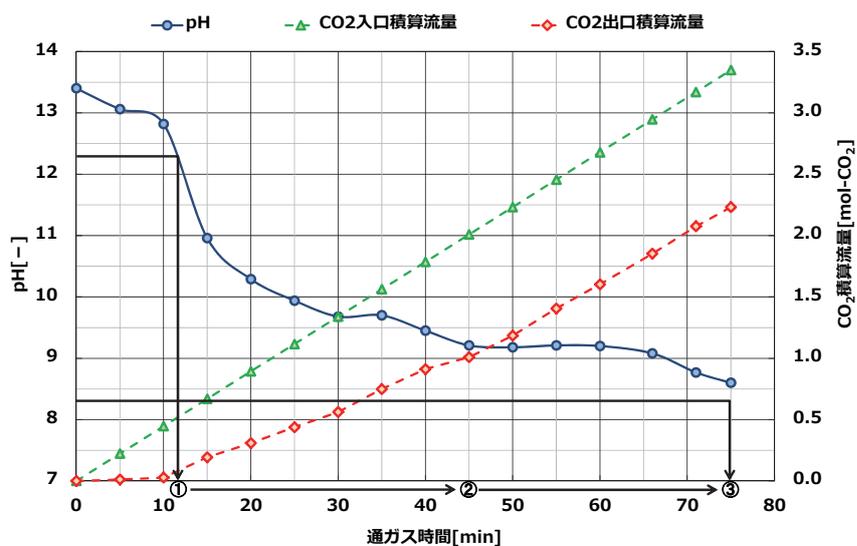


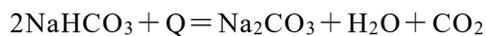
図 3-3-4 苛性ソーダ水溶液の pH および CO₂ 積算流量の経時変化 (RUN2)

回収した沈殿物の分析結果を表 3-3-1 に示す。分析は二段階滴定法（ワルダー法⁹⁾）で測定した。全ての RUN で沈殿物の炭酸ナトリウムが約 90%と高く、重曹は 10%未満であった。一方、ろ液は重曹が 95%以上となっていた。

表 3-3-1 沈殿物とろ液の分析結果

成分		RUN1	RUN2	RUN3
沈 殿 物	重曹	9.4%	9.9%	7.8%
	炭酸ナトリウム	90.6%	90.1%	92.2%
ろ 液	重曹	95.5%	97.0%	96.9%
	炭酸ナトリウム	4.5%	3.0%	3.1%

沈殿物の重曹生成量が想定よりも低かったため、分析方法について確認を行った。確認の結果、二段階滴定分析の前処理工程で沈殿物を 105℃で乾燥しており、この時に重曹の多くが次式の反応により分解して炭酸ナトリウムが生成した可能性が高いことが判明した。



重曹製造試験を再度行って、沈殿物が重曹であったことを確認する予定であったが、平成 30 年度のシステム I の実証試験が中断（CO₂ 分離膜の性能低下による）となったため、再試験を行うことができなかった。

105℃で重曹が分解された可能性を確認するため、重曹試薬に水を添加して105℃で乾燥した場合と、40℃で減圧乾燥した場合を比較した。105℃で乾燥したものは、重量が初期の63%まで減量したのに対し、40℃で減圧乾燥したものは初期のほぼ100%の重量であった。重曹が分解して炭酸ナトリウムに変化する場合、変化後の重量割合は計算上63.1%であるので、ほぼ全量が炭酸ナトリウムに分解されたと考えられる。また二段階滴定法分析による乾燥後の重曹割合は、105℃乾燥では1.4%であったのに対して、40℃減圧乾燥では96.3%であった。したがって、重曹と炭酸ナトリウムの溶解度を考慮すると、重曹製造試験で生成した沈殿物は、純度100%に近い重曹が生成していたものと推察できる。

試験における物質収支を表3-3-2に示す。

表 3-3-2 重曹製造試験時の物質収支

成分	条件等	重量	
苛性ソーダ	3mol/L	24g	
水	200ml	200g	
重曹 (全量反応・理論値)	3mol/L	50.4g	理論値に対する 回収率
重曹 (試験での回収量※)	RUN1 (液温 60℃)	16.0g	31.7%
	RUN2 (液温 55℃)	18.9g	37.5%
	RUN3 (液温 50℃)	18.7g	37.1%

※試験での回収量（表3-3-2）は全量重曹として計算

表3-3-2より、重曹回収率は30～40%と低く、多くはまだ液に溶解した状態であったことがわかった。実用化に際しては、析出物を連続的に引き抜き、原料となる苛性ソーダとCO₂も連続で供給することにより、重曹回収率は100%に近づけることができると考える。苛性ソーダ水溶液の温度比較では、各RUNでの温度条件における重曹析出量は、温度が低い方が多くなる結果となった。

3-2. 重曹製造システムのFS

(1) 試算条件

重曹製造についての試算の前提条件を表 3-3-3 に示す。

表 3-3-3 重曹製造システムのFS 試算条件

項目		条件
年間ごみ処理量		14,000 t/年
併設焼却炉	処理能力	50 t/日
	稼働日数	238 日/年
メタンガス化施設	処理能力	20 t/日
	稼働日数	350 日/年
	バイオガス発生量	150 m ³ N-dry/h
	バイオガス CH ₄ 濃度	52.5 %-dry
	バイオガス CO ₂ 濃度	47.5 %-dry
CO ₂ 分離膜装置	分離性能 (選択率)	999 CO ₂ /CH ₄
	精製ガス CH ₄ 濃度	90.0 %-dry
	CO ₂ 回収率	87.7 %
	CO ₂ 回収量	62.5 m ³ N/h

(2) メタンガス化施設での重曹製造可能量と併設焼却炉での需要量の比較

システム I で分離回収した CO₂ の全量を用いて重曹を製造する場合、表 3-3-3 よりバイオガス発生量 150m³N/h、CO₂ 濃度 47.5%、精製ガス CH₄ 濃度 90%から、回収 CO₂ 量は 62.5m³N/h となる。このとき、年間の CO₂ 回収量は

$$62.5[\text{m}^3\text{N}/\text{h}] \div 22.4[\text{m}^3\text{N}/\text{kmol}] \times 44[\text{kg-CO}_2/\text{kmol}] \times 24[\text{h}/\text{日}] \times 350[\text{日}/\text{年}] \div 1,000[\text{kg}/\text{t}]$$

$$= 1,031[\text{t-CO}_2/\text{年}]$$

となる。この量の CO₂ を用いて製造できる重曹は

$$1,031[\text{t-CO}_2/\text{年}] \div 44[\text{kg-CO}_2/\text{kmol}] \times 84[\text{kg-NaHCO}_3/\text{kmol}]$$

$$= 1,969[\text{t-NaHCO}_3/\text{年}]$$

となる。メタンガス化施設に併設する焼却炉が 50t/日で、表 3-3-4 に示す条件で併設焼却炉の酸性ガス除去薬剤として重曹を使用する場合、重曹の消費量は

$$12,000[\text{m}^3\text{N}/\text{h}] \times \{(300 - 30)[\text{ppm}] + (50 - 30)[\text{ppm}] \times 2\} \div 10^6 \div 22.4 [\text{m}^3\text{N}/\text{kmol}]$$

$$\times 84 [\text{kg-NaHCO}_3/\text{kmol}] \times 24 [\text{h}/\text{日}] \times 238 [\text{日}/\text{年}] \div 1,000 [\text{kg}/\text{t}] \times 1.2$$

$$= 95.6 [\text{t-NaHCO}_3/\text{年}]$$

となる。したがって、分離回収した CO₂ 全量からの重曹製造量に対して、併設焼却炉で使用する重曹消費量の割合は 4.9%となる。

併設焼却炉で消費する重曹を製造するために必要な苛性ソーダ量は以下のようになる。

$$95.6 [\text{t-NaHCO}_3/\text{年}] \div 84[\text{kg-NaHCO}_3/\text{kmol}] \times 40[\text{kg-NaOH}/\text{kmol}] = 45.5[\text{kg-NaOH}/\text{年}]$$

表 3-3-4 重曹の酸性ガス除去薬剤使用条件

項目		条件
処理能力		50 t/日
稼働日数		238 日/年
排ガス量		12,000 m ³ N-dry/h
酸性ガス除去	HCl	300→30 ppm
	SO _x	50→30 ppm
重曹当量比		1.2

(3) CO₂ 排出量の試算

バイオガスから分離回収した CO₂ を利用して重曹を製造し、併設焼却炉の酸性ガス除去薬剤として使用するシステムの CO₂ 排出量の試算を行う。従来システムにおいて、併設焼却炉で使用する酸性ガス除去薬剤として一般的に用いられている消石灰を使用する場合、さらに重曹を使用する場合との比較を行った。各システムフローを図 3-3-5 に、試算条件を表 3-3-5 に示す。

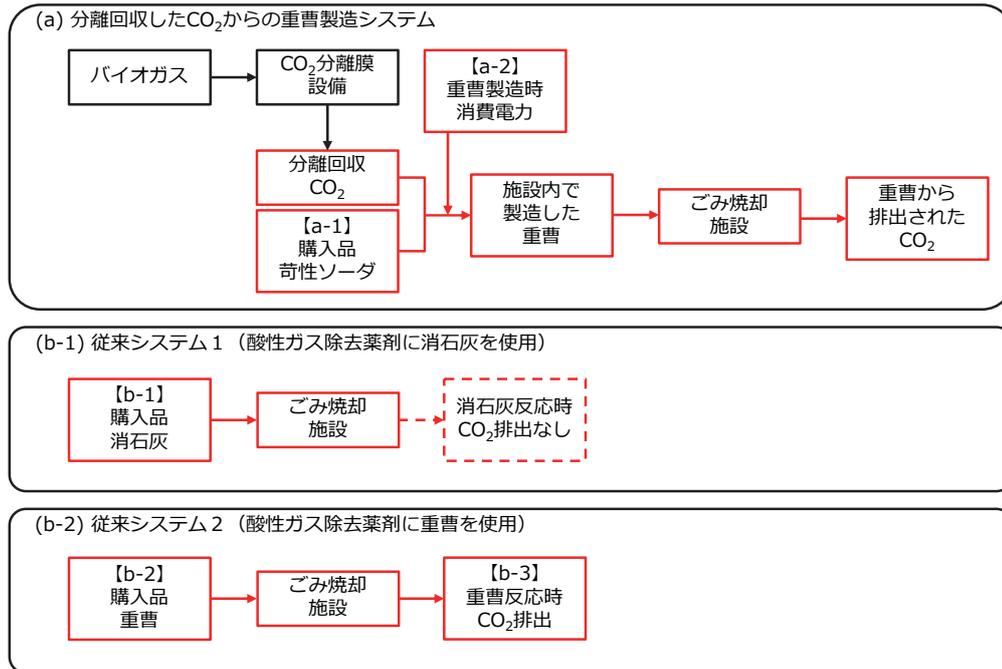


図 3-3-5 重曹製造システム及び従来システムのフロー

表 3-3-5 CO₂ 排出量の試算条件

項目		条件	
年間ごみ処理量		14,000 t/年	
併設焼却炉	処理能力	50 t/日	
	稼働日数	238 日/年	
	排ガス量	12,000 m ³ N-dry/h	
	酸性ガス除去	HCl	300→30 ppm
		SO _x	50→30 ppm
	消石灰当量比	1.5	
	重曹当量比	1.2	
CO ₂ 分離膜装置	CO ₂ 回収量	62.5 m ³ N/h	
	CO ₂ 利用率	4.9 %	
重曹製造装置	消費電力	1.0 kW ^{※1}	
CO ₂ 排出係数	苛性ソーダ	0.56 t-CO ₂ /t ¹⁰⁾	
	重曹	0.1 t-CO ₂ /t ¹⁰⁾	
	消石灰	0.092 t-CO ₂ /t ¹¹⁾	
	電力	0.579 t-CO ₂ /MWh	

※1 : CO₂ 引き抜きファン 0.1kW、重曹スラリー排出ポンプ 1.5kW、負荷率 60%と仮定

分離回収した CO₂ を利用した重曹製造システムにおいて、苛性ソーダに市販品を用いる場合には、苛性ソーダの製造に係る CO₂ 排出量が上乗せされる。苛性ソーダの CO₂ 排出係数は表 3-3-5 から 0.56t-CO₂/t-NaOH を用いる。NaCl の電気分解による苛性ソーダ製造に必要な電力に再生可能エネルギーで発電した電力を用いる場合や、廃アルカリを使用する場合には CO₂ 排出量はゼロと見なすことができる。

また、分離回収した CO₂ から重曹を製造して酸性ガス除去薬剤として使用すると、重曹と酸性ガスとの反応により製造に使用した CO₂ と同量の CO₂ が発生し、焼却炉排ガスと共に大気に放散される。

CO₂ 排出量削減効果としては、従来システムで使用していた酸性ガス除去薬剤の製造に係る CO₂ 排出量が減少したと計算される。酸性ガス除去薬剤としては、一般的に消石灰が用いられており、消石灰の使用量に CO₂ 排出係数 (0.092 t-CO₂/t-Ca(OH)₂) を乗じた量が削減量となる。また、従来システムで重曹を使用している場合は、同様に重曹の使用量に 0.1t-CO₂/t-NaHCO₃ を乗じた量が削減量となる。

消石灰の使用量は

$$12,000[\text{m}^3\text{N/h}] \times \{(300 - 30)[\text{ppm}] + (50 - 30)[\text{ppm}] \times 2\} \div 10^6 \div 22.4 [\text{m}^3\text{N/kmol}] \\ \times 74 [\text{kg-Ca(OH)}_2/\text{kmol}] \times 24 [\text{h/日}] \times 238 [\text{日/年}] \div 1,000 [\text{kg/t}] \times 1.5 \\ = 105.3 [\text{t-Ca(OH)}_2/\text{年}]$$

となり、重曹の使用量は前述のように 95.6t-NaHCO₃/年となる。

以上より算出した値を用いて計算した CO₂ 排出量削減効果を表 3-3-6 に示す。従来システムで消石灰を使用する場合は削減効果が得られず、19.1t-CO₂/年の増加となった。従来システムで重曹を使用する場合、購入した重曹と酸性ガスとの反応時に発生する 50.1t/年の CO₂ 量が削減され、この削減効果が大きく、30.8t-CO₂/年の削減効果が得られる結果となった。

表 3-3-6 重曹製造システムの CO₂ 排出量

項目			各量	CO ₂ 排出量	
消石灰使用	増加分	a-1	苛性ソーダ使用量	45.5 t/年	+25.5 t-CO ₂ /年
		a-2	消費電力量	5.71 MWh/年	+3.31 t-CO ₂ /年
	削減分	b-1	購入消石灰量	105.3 t/年	▲9.69 t-CO ₂ /年
	合計				+19.1 t-CO ₂ /年
重曹使用	増加分	a-1	苛性ソーダ使用量	45.5 t/年	+25.5 t-CO ₂ /年
		a-2	消費電力量	5.71 MWh/年	+3.31 t-CO ₂ /年
	削減分	b-2	購入重曹量	95.6 t/年	▲9.56 t-CO ₂ /年
		b-3	購入重曹 CO ₂ 排出量	50.1 t/年	▲50.1 t-CO ₂ /年
合計				▲30.8 t-CO ₂ /年	

※項目欄の a-1~b-3 は図 3-3-5 中に記載した項目

(4) コストの試算

表 3-3-7 に重曹製造時のランニングコストについて試算した結果を示す。イニシャルコストについては、重曹製造装置の仕様を確定していないため試算を行っていない。

表 3-3-7 重曹製造システムの CO₂ 排出量

項目		単価	各量	CO ₂ 排出量	
消石灰使用	増加分	苛性ソーダ※	30 円/kg	94.9 t/年	+2,846 千円/年
		消費電力	15 円/kWh	5.71 MWh/年	+86 千円/年
	削減分	購入消石灰	43 円/kg	105.3 t/年	▲4,528 千円/年
	合計				▲1,596 千円/年
重曹使用	増加分	苛性ソーダ※	30 円/kg	94.9 t/年	+2,846 千円/年
		消費電力	15 円/kWh	5.71 MWh/年	+86 千円/年
	削減分	購入重曹	120 円/kg	95.6 t/年	▲11,474 千円/年
	合計				▲8,542 千円/年

※苛性ソーダは 48%溶液で購入する。購入量 = 45.5t-NaOH/年 ÷ 48% = 94.9t-48%NaOH/年

重曹製造システムで増加するランニングコストとして、苛性ソーダの購入費と消費電力があげられる。苛性ソーダは 48%水溶液で購入し、水で希釈して 3mol/L(12%)で使用するものとする。消費電力には CO₂ 膜分離ユニットで分離される CO₂ を反応器に吹き込むために使用するファンと、沈殿したスラリー状の重曹を排出するポンプの消費電力を見込む。重曹製造システムで製造した重曹を酸性ガス除去剤として用いる場合、スラリーで噴霧することが可能である(一般的には粉体を噴霧するが、その場合には脱水・乾燥工程が別途必要となる)。

ランニングコスト試算の結果、従来システムで酸性ガス除去剤に消石灰(高反応消石灰、当量比 1.5)を使用する場合、重曹製造システムでは年間約 1.6 百万円のコストメリットが得られる。従来システムで重曹(当量比 1.2)を使用する場合と比較すると、年間約 8.5 百万円のメリットが得られる結果となった。ランニングコストの削減効果より、重曹製造システムの装置コストは、単純償却年数を 10 年とすると、消石灰購入品代替の場合には約 16 百万円以下、重曹購入品代替の場合には 85 百万円以下とする必要がある。

3-3. まとめ

- バイオガスから分離回収した CO₂ を原料として重曹を製造する基礎試験を行った。得られた回収物の成分を分析した結果、炭酸ナトリウムが 90%程度、重曹が 10%程度の混合物であり、想定よりも低い結果であった。これは分析の前処理工程における乾燥時に重曹が熱分解し、炭酸ナトリウムが生成したことによるものと思われ、実際には純度の高い重曹が生成していたものと推察された。
- バイオガスから分離回収した CO₂ を原料として重曹を製造し、併設焼却炉における酸性ガス処理薬剤として使用した時の CO₂ 排出量は、年間ごみ処理量が 14,000t の場合、従来システムで消石灰を使用している場合には 19.1t-CO₂/年増加し、重曹を使用している場合には 30.8t-CO₂/年排出が削減される結果となった。重曹製造システムの原料に用いる苛性ソーダを、再生エネルギーを用いて製造することで、または廃アルカリを使用することで CO₂ 排出量の削減効果は増加する。
- バイオガスから分離回収した CO₂ を原料として重曹を製造し、併設焼却炉における酸性ガス処理薬剤として使用した時のランニングコストは、従来システムで消石灰を使用している場合には 1.6 百万円/年、重曹を使用している場合には 8.5 百万円/年のコストメリットが得られる結果となった。

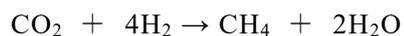
4. 分離回収した CO₂を用いたメタネーションシステムの検討

分離回収した CO₂利用用途の中で、大量の CO₂を利用することができ、技術が既に確立されているメタネーション反応によるメタン（以下、合成メタン）を製造するシステムについて検討した。

4-1. メタネーション反応による合成メタンの製造

バイオガスから分離回収した CO₂の利用用途として、大量の CO₂が利用可能であり、製造および利用について既存技術で対応可能なメタネーションが注目されている。

メタネーション反応は CO₂と水素（H₂）から合成メタン（CH₄）を生成する反応である。



CO₂と反応する水素が必要であるが、水素製造時の CO₂排出量をゼロにするため、水素は再生可能エネルギーで発電した電気（以下、再生可能電力）を用いて、水の電気分解で製造することが前提となる。このため、本技術は電力を水素やメタンなどのガスに転換する意味で「Power to gas」と呼ばれており、EUを中心に実証試験が進められている。

さらに、水の電気分解に必要な電力と、最終的に得られた合成メタンを燃料としてガスエンジンで発電したときに得られる電力を比較するとエネルギー効率が20%以下と低いため⁵⁾、水の電気分解には再生可能電力の余剰分を用いることが本システムの必要条件と考えられる。

現在、九州地方や東北地方において、太陽光などの再生可能エネルギーにより発電した電力の余剰が問題になっており、再生可能電力の増加とともに、今後更に余剰電力は増加していくものと予想される。本技術は再生可能電力の余剰分の蓄電技術としても期待されている。

メタネーションで製造した合成メタンは、ガスエンジンや燃料電池で発電する燃料用途の他に、精製して都市ガスに導管注入する用途がある。しかし現状の国内では、都市ガスの導管注入についての受入基準が厳しく¹²⁾、合成メタンの精製コストが高価となるため普及が進んでいない。このため、本試算ではバイオガスから回収した CO₂と、再生可能電力の余剰電力により水の電気分解で製造した水素からメタネーション反応より合成メタンを製造し、これをバイオガス中に含まれるメタンと合わせてガスエンジンで発電するシステムについて検討を行った。

4-2. メタネーションシステムの検討条件

(1) システムフロー

バイオガスから回収した CO_2 を利用したメタネーションのシステムフローを図 3-4-1 に示す。バイオガスから CO_2 分離膜設備で収した CO_2 と、水の電気分解で製造した水素から、メタネーション反応により合成メタンを製造する。水の電気分解設備には、アルカリ水電解方式、固体高分子電解質膜方式、高温水蒸気電解方式などがあり、各方式において大型化の開発が進んでいる¹³⁾。この中で、本試算においては大型化しやすく、現状のイニシャルコストが最も安価であるアルカリ水電解方式を想定している。

メタンガス化施設で発生したバイオガス中の CO_2 を CO_2 分離膜設備で分離し、メタン濃度が向上した精製ガスと合成メタンを混合してガスエンジンで発電するフローとした。

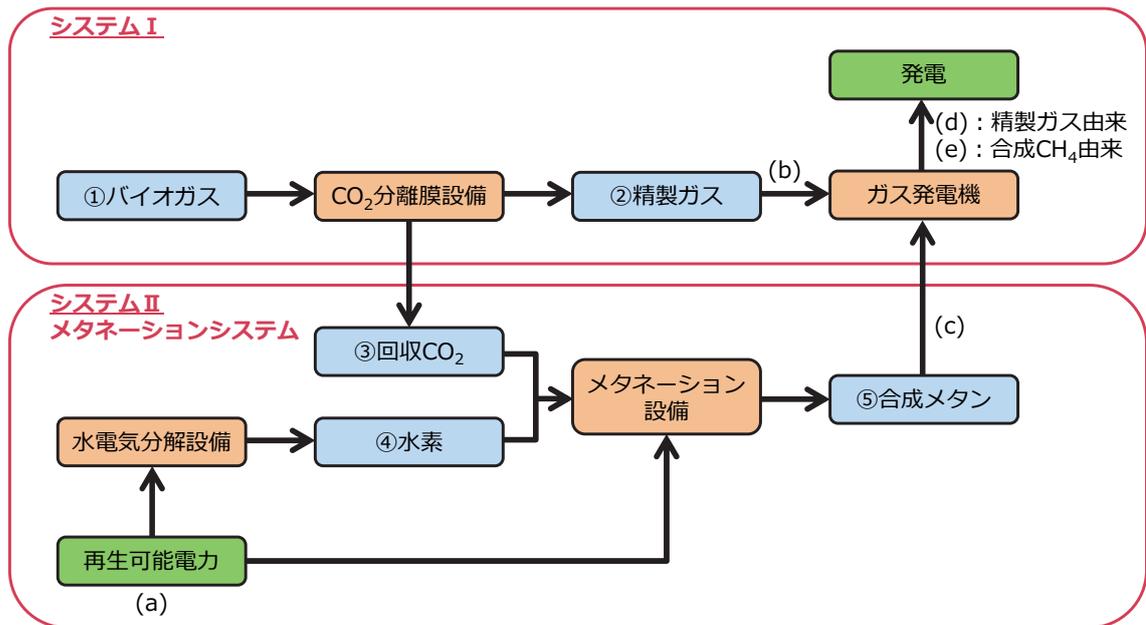


図 3-4-1 分離回収した CO_2 を利用したメタネーションシステムフロー

(2) 検討条件

本検討における FS 試算条件を表 3-4-1 に示す。

表 3-4-1 メタネーションシステム FS 試算条件

項目	条件	
年間ごみ処理量	14,000 t/年	
メタンガス化施設	処理能力	20 t/日
	稼働日数	350 日/年
	バイオガス発生量	150 m ³ N-dry/h
	バイオガス CH ₄ 濃度	52.5 %-dry
	バイオガス CO ₂ 濃度	47.5 %-dry
	ガスエンジン発電効率	38.0 %
CO ₂ 分離膜装置	分離性能 (選択率)	999 CO ₂ /CH ₄
	精製ガス CH ₄ 濃度	90.0 %-dry
	CO ₂ 回収率	87.7 %
	CO ₂ 回収量	62.5 m ³ N/h
メタネーション設備	製造原単位 ^{※1}	16.35 kWh/m ³ N-CH ₄ ¹⁴⁾
	設備費 ^{※2}	234 万円/(m ³ N-CH ₄ /h) ¹⁴⁾
	年間運転管理費	設備費の 4% ¹⁴⁾

※1：単位メタン量を製造するために必要な投入エネルギー

※2：償却期間 20 年間

4-3. メタネーションシステムのFS

(1) マスバランス・エネルギーバランス計算

図 3-4-1 のフローに沿って、年間ごみ処理量が 14,000 トンの場合の、メタネーションシステムのマスバランスおよびエネルギーバランスを試算した結果を図 3-4-2 に示す。試算の根拠は平成 30 年度報告書⁶⁾ p.37 を参照されたい。

メタネーションシステムに投入する再生可能電力 (1,022kW) に対する、ガスエンジンで発電した電力の内、分離回収した CO₂ から製造した合成メタン由来の発電電力 (236kW) のエネルギー効率は 23.1% であり、再生可能電力を直接利用する場合と比較すると大きく低下する。このことから、先にも述べたように、本システムは余剰の再生可能電力を用いることが前提となる。

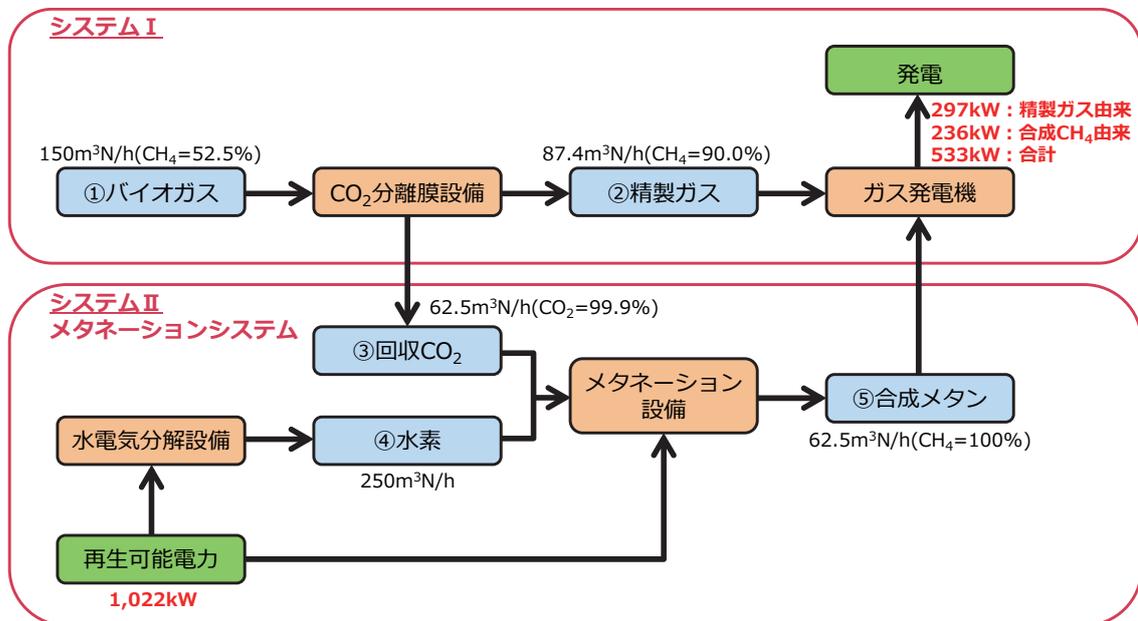


図 3-4-2 メタネーションシステムのマスバランス・エネルギーバランス

(2) システムの CO₂ 排出量

メタネーションシステムの CO₂ 排出量についての試算結果を表 3-4-2 に示す。メタネーションシステムの年間運転日数は、表 3-4-1 より 350 日とする。

分離回収した CO₂ は一旦合成メタンに転換されるが、ガスエンジンで再び CO₂ となるため、回収量と排出量は相殺される。合成メタンの製造に必要なエネルギーは、再生可能電力を使用することを前提としているため、これに係る CO₂ 増加量はゼロとなり、メタネーションシステム全体では合成メタン由来の発電量に係る CO₂ 量が削減されることとなり、1,148t-CO₂/年の削減効果が得られる結果となった。

表 3-4-2 メタネーションシステムの CO₂ 排出量

項目		各量	CO ₂ 排出量
増加分	合成 CH ₄ 製造電力	0 kW	±0 t-CO ₂ /年
	合成 CH ₄ 由来エンジン排ガス	62.5 m ³ N/h	+1,031 t-CO ₂ /年
削減分	分離回収 CO ₂	62.5 m ³ N/h	▲1,031 t-CO ₂ /年
	合成 CH ₄ 由来発電量	236 kW	▲1,148 t-CO ₂ /年
		合計	▲1,148 t-CO ₂ /年

※電力の CO₂ 排出係数=0.579t-CO₂/MWh

(3) システムのコスト

(3-I) イニシャルコスト

メタネーション設備のイニシャルコストは、表 3-4-1 より 234 万円/(m³N-CH₄/h) とする。メタネーションシステムは余剰の再生可能電力が発生している場合のみに運転を行うため、稼働率によって設備のイニシャルコストは大きく影響される。表 3-4-3 に稼働率によるイニシャルコストを示す。

表 3-4-3 メタネーション設備のイニシャルコスト

設備稼働率	%	10	20	50	80
合成メタン量 (平均)	m ³ N/h	62.5	←	←	←
合成メタン量 (運転時)	m ³ N/h	625.0	312.5	125	78.1
設備費	百万円	1,463	731	293	183

(3-II) ライフサイクルコスト

合成メタン $1\text{m}^3\text{N}$ 当たりの償却期間 20 年間の場合のライフサイクルコスト (LCC) は、表 3-4-1 の製造原単位 ($16.35\text{kWh}/\text{m}^3\text{N-CH}_4$)、設備費 ($234 \text{万円}/(\text{m}^3\text{N-CH}_4/\text{h})$)、年間運転管理費 (設備費の 4%) から、以下のように計算される。

ランニングコスト分

$$16.35[\text{kWh}/\text{m}^3\text{N-CH}_4] \times \text{余剰再生可能電力単価}[\text{円}/\text{kWh}]$$

イニシャルコスト分

$$234[\text{万円}/(\text{m}^3\text{N-CH}_4/\text{h})] \div \text{稼働率}[\%] \div 24[\text{h}/\text{日}] \div 365[\text{日}/\text{年}] \div 20[\text{年}]$$

運転管理費分

$$234[\text{万円}/(\text{m}^3\text{N-CH}_4/\text{h})] \div \text{稼働率}[\%] \div 24[\text{h}/\text{日}] \div 365[\text{日}/\text{年}] \times 4[\%]$$

図 3-4-3 に上記の式で計算した稼働率、再生可能電力単価による合成メタンの製造コストを示す。再生可能電力単価が高くなるほど、また設備稼働率が低くなるほど、合成メタン製造の LCC が高くなり、特に稼働率が低い条件では大きく上昇する。

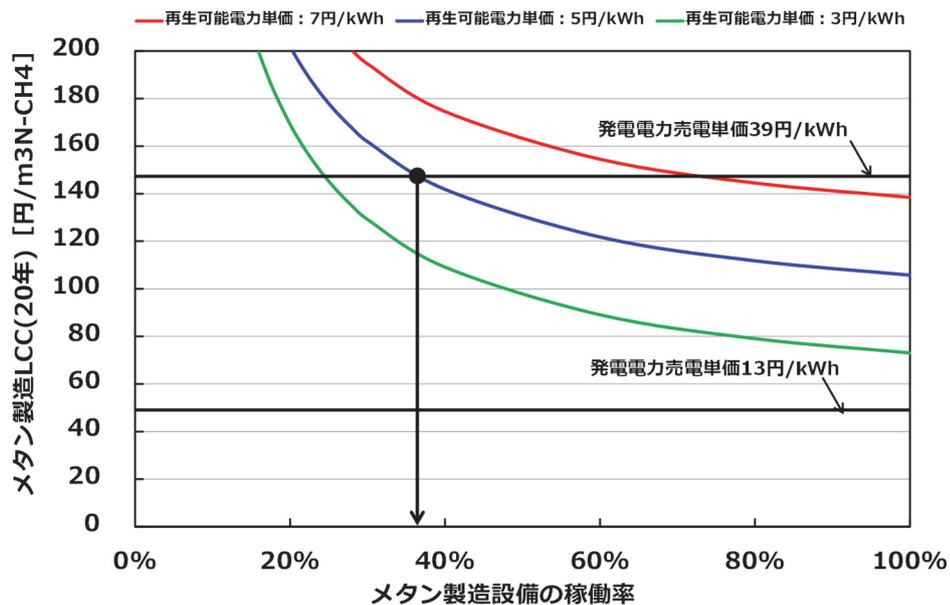


図 3-4-3 合成メタンのライフサイクルコスト

一方、合成メタン $1\text{m}^3\text{N}$ 当たりの発電量は、

$$35.8[\text{MJ}/\text{m}^3\text{N-CH}_4] \div 3.6[\text{MJ}/\text{kWh}] \times \text{発電効率}[\%]$$

であり、発電効率を 38% とすると $3.78\text{kWh}/\text{m}^3\text{N-CH}_4$ となる。この発電電力を FIT 価格 (39 円/kWh) で売却できる場合は、 $39 \text{円}/\text{kWh} \times 3.78\text{kWh}/\text{m}^3\text{N-CH}_4 = 147 \text{円}/\text{m}^3\text{N-CH}_4$ 以下の合成メタン製造 LCC で経済的に成立することになる。図 3-4-3 より再生可能電力の調達単価が 5 円/kWh の場合、メタン製造設備の稼働率が 37% 以上であ

れば、合成メタン製造 LCC が 147 円/ m³N-CH₄ 以下となることが判る。しかし、合成メタン由来の売電単価がごみ発電と同等の 13 円/kWh の場合は、合成メタン製造 LCC が 49 円/m³N-CH₄ となり、再生可能電力調達単価が 3 円/kWh としても本システムは経済的に成立しない。

4-4. まとめ

- システム I で分離回収した CO₂ の利用用途として、メタネーションシステムを適用した場合、年間ごみ処理量が 14,000t 規模の施設では CO₂ 排出量を 1,148t-CO₂/年削減できると試算された。但し、メタネーション設備で消費する電力は CO₂ 排出量がゼロである再生可能電力とすることが前提である。
- メタネーションシステムを採算性のあるものとするためには、以下の条件が必要であることがわかった。
 - 合成メタンによる売電単価を 39 円/kWh(FIT)とすると、合成メタンの製造コストを 147 円/m³N-CH₄ 以下とする必要がある（発電効率 38%）
 - 上記の場合、余剰再生可能電力の調達価格を 5 円/kWh とすると、メタネーション設備の利用率を 37%以上とする必要がある
 - 合成メタンによる売電単価が 13 円/kWh(ごみ発電)の場合は、本システムは経済的に成り立たない

第4章 システムⅢ：併設焼却炉でのガスエンジン排ガスの有効利用システム

システムⅢでは、システムⅠで適用を検討した都市ガス仕様の国内製汎用ガスエンジンからの排ガス（以下、GE 排ガス）の有効利用について検討を行った。

GE 排ガス中の NO_x 濃度は一般的に高く、排出基準を満足させるために触媒等による脱硝処理が必要な場合が多い。システムⅢでは GE 排ガスが、低い O₂ 濃度と高い NO_x 濃度である特性に着目した。GE 排ガスを併設する焼却炉内に吹込み、後述する焼却炉における NO_x 低減技術である排ガス再循環システム（以下、EGR）と同等の効果を持たせることにより、GE 排ガスと焼却炉排ガスの NO_x を効率よく同時に低減させることが可能となる。また、焼却施設での低空気比燃焼化が図られて排ガス量も低減でき、誘引通風機などの通風設備における消費電力低減による CO₂ 排出量の削減と、脱硝薬剤使用量の低減による低コスト化を通じてコンバインドシステムの優位性を高めることも可能となる。

EGR による NO_x 低減メカニズムを以下に示す。

- O₂ 濃度の低い焼却炉排ガスを循環させて焼却炉内に吹込み、炉内を攪拌・混合することによって均一な燃焼場とし、廃棄物焼却により発生した NO_x とごみの乾燥・燃焼過程において発生する還元性ガス（NH₃・HCN など）を反応させ NO_x を分解する。
- 燃焼空気量を低減することにより、還元性ガスの発生を促進し、NO_x の生成を抑制する。

着目した GE 排ガスの特性より、GE 排ガスの焼却炉内への吹込みが上述の EGR による NO_x 低減効果と同様の効果を示すことが期待できる。

平成 29 年度は併設焼却炉での GE 排ガスの有効利用の可能性について検討することを目的として、燃焼シミュレーションと株式会社タクマ（本章では以下、当社）所有の小型実験炉における実証試験および FS を行った。焼却炉への GE 排ガス吹込みにより EGR と同様に NO_x が低減し、EGR と同程度の NO_x 低減効果を示すという結果を得た。

そこで平成 30 年度では、平成 29 年度の運転条件をもとに、さらに NO_x 濃度と排ガス量を低減させる運転条件を見出すことを目的とし、平成 29 年度と同様に燃焼シミュレーションと小型実験炉における実証試験、および FS を行った。

1. 平成 29、30 年度の成果概要^{5), 6)}

1-1. NOx 濃度と排ガス量の低減効果を向上させる運転方法の検討

NOx 低減技術には、表 4-1-1 に示すように¹⁵⁾薬剤不使用の①排ガス再循環法（以下、EGR）、②燃焼制御法（低酸素燃焼（低空気比燃焼と同義）、炉内水噴霧）、薬剤を使用する③湿式吸収法、④無触媒脱硝法、⑤触媒脱硝法があり、GE 排ガス吹込みは①に相当する。

表 4-1-1 NOx 低減技術

薬剤	不使用	使用
NOx 低減方法	① 排ガス再循環法（EGR） ② 燃焼制御法 （低酸素燃焼、炉内水噴霧）	③ 湿式吸収法 ④ 無触媒脱硝法 ⑤ 触媒脱硝法

NOx 低減効果を向上させるのためには、GE 排ガス単独で吹込み方法を変更する方法と GE 排ガス吹込みと②～⑤の方法を併用する方法とが考えられる。

当社では、EGR と低空気比燃焼を組み合わせた EGR システムとして運用しており、GE 排ガス吹込みでも EGR になって低空気比燃焼を組み合わせたシステムとして検討を行った。

GE 排ガス吹込みと低空気比燃焼以外の上記②～⑤の方法を併用した場合も考えられる¹⁶⁾が、排ガス量の増加や設備の追加、薬剤使用量の増加、廃液処理などが必要となり、本事業の本来の目的である CO₂ 排出量削減とコスト削減にはつながらない。そこで GE 排ガス単独で吹込み方法変更によるさらなる NOx 低減を試みた。

排ガス量を低減させる方法として低空気比燃焼が考えられるが、前述のように GE 排ガス吹込みと低空気比燃焼を併用するシステムを採用している。さらなる排ガス量削減のために、空気比をより下げることが可能であるが、燃焼が不安定となり CO 発生量の増加やその他の問題（たとえば、ボイラ水管の異常減肉）¹⁷⁾も生じる恐れがあることから、平成 30 年度の検討においても、空気比は平成 29 年度と同一とした。

1-2. 燃焼シミュレーション

1-2-1. 目的

平成 29 年度は、併設焼却炉へ GE 排ガスを吹き込んだ場合の、焼却炉排ガスの性状変化（温度、NO_x、CO、O₂など）を調べることを目的とし、燃焼シミュレーション（数値解析）を行い、従来燃焼方式や EGR との比較評価を実施した。

平成 30 年度は、平成 29 年度に得られた結果をもとに、

- ① NO_x のさらなる低減効果が得られる運転条件を検討・評価すること
 - ② 従来燃焼と EGR、GE 排ガス吹込みで結果を比較すること
- を目的とし燃焼シミュレーション（数値解析）を行った。

計算領域としては、燃焼シミュレーションの解析結果に対する検証を後述する当社所有の小型実験炉で行うため、小型実験炉の炉形状を用いた。

1-2-2. 解析方法

(1) 燃焼シミュレーション概要

燃焼シミュレーションには汎用熱流体解析ソフトウェアを使用し、計算モデル等の条件は表 4-1-2 とした。NO_x 生成・消滅計算には、解析ソフトに搭載されている NO_x モデルを用い、NO_x 生成・消滅計算を以下の手順で行った。

- 燃焼シミュレーションを行う（NO_x 生成・消滅計算は含まない）。
- 燃焼シミュレーションの結果における温度、O₂ 濃度を用い、NO_x の生成・消滅計算を行う（ポスト処理）。

廃棄物焼却における燃焼によって発生する NO_x の 7～8 割は燃料中に含まれる N 由来の“Fuel-NO_x”と言われており¹⁵⁾、この前駆物質となるものは NH₃ と HCN である。そのため、これら 2 物質からの NO_x 生成を考慮するが、生成速度における定数は当社の納入施設及び小型実験炉の実績で得られた実測値に合うよう調整した数値を用いた。

表 4-1-2 計算モデル

項目	条件
解析ソフト	ANSYS CFX
次元	3次元
時間	定常
乱流モデル	k-ε モデル
燃焼モデル	渦消散モデル
輻射モデル	離散伝達モデル (DT モデル)

(2) 燃焼シミュレーション条件

併設焼却炉へ GE 排ガスを吹込んだ場合の NO_x 低減効果を比較評価するために、従来燃焼と EGR における解析も行った。従来燃焼と EGR の燃焼計算条件は、都市ごみの平均的な性状に対する当社の燃焼条件とした。

GE 排ガス吹込みの燃焼条件は、ごみ処理施設規模が 50 トン/日クラスのコンバインドシステム（メタンガス化施設+焼却施設）における GE 排ガス量と焼却排ガス量の比率から決定した。GE 排ガスの組成や温度は、システム I で精製したバイオガス（CH₄ 濃度=90%-dry）を燃料とした場合の数値を用い、エンジンメーカーへのヒアリング結果から設定した。

以下に具体的な設定条件について示す。

① ごみ（燃料）性状条件

小型実験炉では、ごみの代替燃料として RDF を用いている。そのため、燃焼シミュレーションにおける燃料性状も RDF とした。燃料に用いた RDF の性状を表 4-1-3 に示す。

表 4-1-3 燃焼シミュレーションに用いた燃料（RDF）性状

項目	単位	性状	
燃料成分	水分	%-wet	50.6
	灰分	%-dry	9.1
	可燃分 (揮発分+固定炭素)	%-dry	90.9
可燃分成分	C	%-dry	50.16
	H	%-dry	7.09
	O	%-dry	32.18
	N	%-dry	0.84
	S	%-dry	0.04
	Cl	%-dry	0.58
低位発熱量	MJ/kg-wet	9.37	
理論燃焼空気量	m ³ N/kg-wet	2.62	

② ガス条件（燃焼空気比，吹込みガス性状）

燃焼シミュレーションにおけるガス条件を表 4-1-4 に示す（「吹込みガス」とは、再循環排ガスまたは GE 排ガスを指す）。従来燃焼と EGR は、都市ごみの平均的な性状に対する当社の燃焼条件とし、燃焼空気比と EGR の吹込みガス割合（炉出口排ガス量に対する EGR ガス量比）を決定した。GE 排ガスを併設焼却炉へ吹込んだ場合の条件の設定根拠は平成 30 年度報告書⁶⁾ p.81～82 を参照されたい。

表 4-1-4 燃焼シミュレーションにおけるガス条件

項目	単位	従来燃焼	EGR	GE 排ガス	
一次空気比	—	0.94	0.81	0.81	
二次空気比	—	0.6	0.46	0.39	
全空気比 ^{※1}	—	1.54	1.32	1.32	
空気温度	℃	20℃（常温）	20℃（常温）	20℃（常温）	
炉出口排ガス量	m ³ N-wet/h	1700	1600	1600	
吹込みガス量	m ³ N-wet/h	—	140	185 ^{※2}	
吹込みガス割合 ^{※3}	%	—	9.0	12.0	
吹込みガス温度	℃	—	140	300	
吹込みガス性状	O ₂	%-dry	—	8.5	12.0
	CO ₂	%-dry	—	10.9	5.9
	N ₂	%-dry	—	80.6	82.1
	H ₂ O	%-wet	—	44.8	7.3
	NO _x	ppm-dry ^{※4}	—	50	250

※1：再循環排ガスまたは GE 排ガスに含まれる酸素も加算した空気比

※2：施設規模 50 トン/日のコンバインドシステム（メタンガス化施設+焼却施設）において、GE 排ガス量と焼却炉排ガス量の比率から決定

※3：吹込みガス割合 = 吹込みガス量 × 100 / 炉出口排ガス量

※4：O₂=12%換算値

③ ガス吹込み条件

平成 29 年度に行った燃焼シミュレーションの空気吹込み位置と評価を行う断面を図 4-1-1 に示す。従来燃焼では、二次空気を乾燥段上のノズルと二次燃焼室の前壁・後壁から吹込むものとした。EGR と GE 排ガス吹込みでは、二次空気を二次燃焼室の左右壁から吹込むものとした。なお、「前後左右」は、焼却炉においてごみ流れの上流から下流を見たときの方向を指す。

従来燃焼で二次空気の吹込み位置が EGR・GE 排ガス吹込みと異なるのは、これまでの小型実験炉での運転実績において、二次空気を左右壁から吹込む場合と比べて、前壁・後壁から吹込む場合の方が NO_x 濃度を低くできる傾向が見られたためである。

なお、後述する計算結果における排ガス中の濃度は炉出口断面で、温度は二次燃焼室出口断面で評価した。

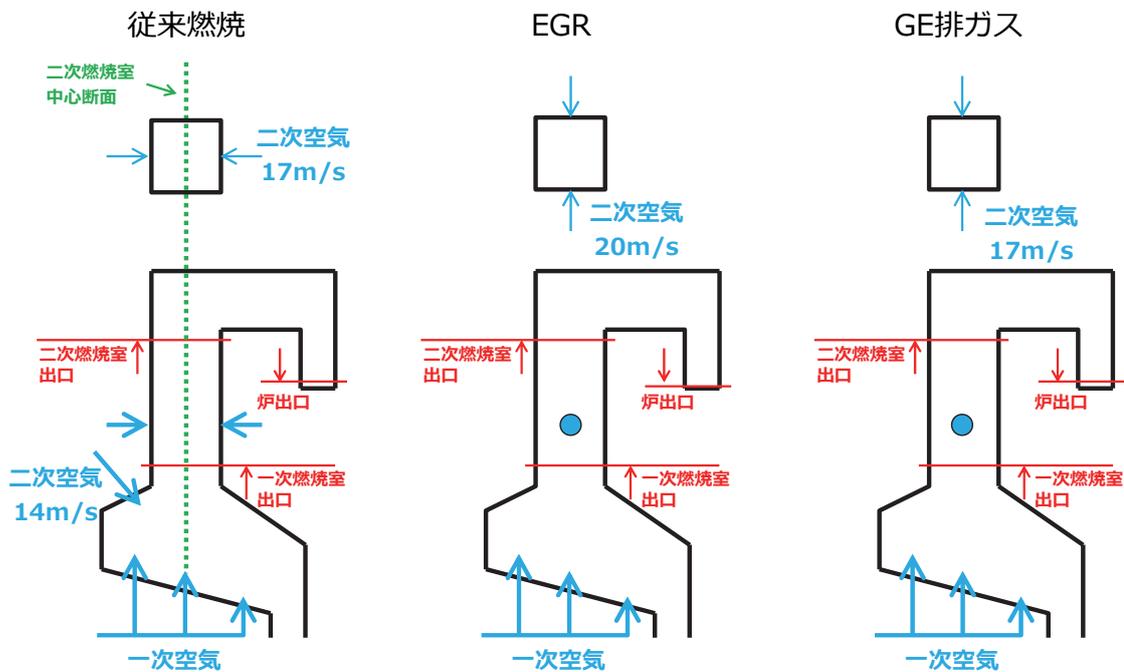


図 4-1-1 燃焼シミュレーションの空気吹込み位置と評価断面

平成 30 年度は、前述の目的（さらなる NO_x 低減）を満たす GE 排ガスの吹込み方法を見出すために、吹込み流速や吹込み位置を変えた場合の燃焼シミュレーションを行った。各条件の吹込み流速や吹込み位置を表 4-1-5、図 4-1-2 に示す。平成 29 年度の吹込み流速を基準（以下、ケース 0）とし、同じ吹込み位置で吹込み流速を遅くしたケース 1 と速くしたケース 2 を検討した。また吹込み位置を変化させたケースとして、乾燥段上と後壁の右側から吹込むケース 3（同径 2 本）、乾燥段上中央と後壁の左右から吹込むケース 4（同径 3 本）、乾燥段上と後壁右側、二次燃焼室下部左側から吹込むケース 5（同径 2 本、異径 1 本）の 3 ケースを検討した。

EGR と比較するために、EGR でも GE 排ガス吹込みと同程度の吹込み流速で燃焼シミュレーションを行った。

EGR と GE 排ガス吹込みにおいて、一部のケースでは同じケースでも吹込みガスの流速が一致しないが、これは小型実験炉で吹込みノズルに汎用の配管用鋼管を利用することを考慮したためである。

表 4-1-5 各ケースの吹込み条件

	ノズル 本数 (本)	ケース							
		0	1-1	1-2	2-1	2-2	3	4	5*
		1	1	1	1	1	2 (同径)	3 (同径)	3 (同径 2 異径 1)
E G R	吹込み 流速 (m/s)	43	30	—	59	79	35	40	38 (25)
G E 排 ガ ス	吹込み 流速 (m/s)	48	20	32	56	79	41	42	40 (25)

※：吹込みガス量の分配は

EGR で同径：異径=3：1、GE 排ガス吹込みで同径：異径=6：1である。

表中括弧内の数字は異径ノズルの吹込み流速である。

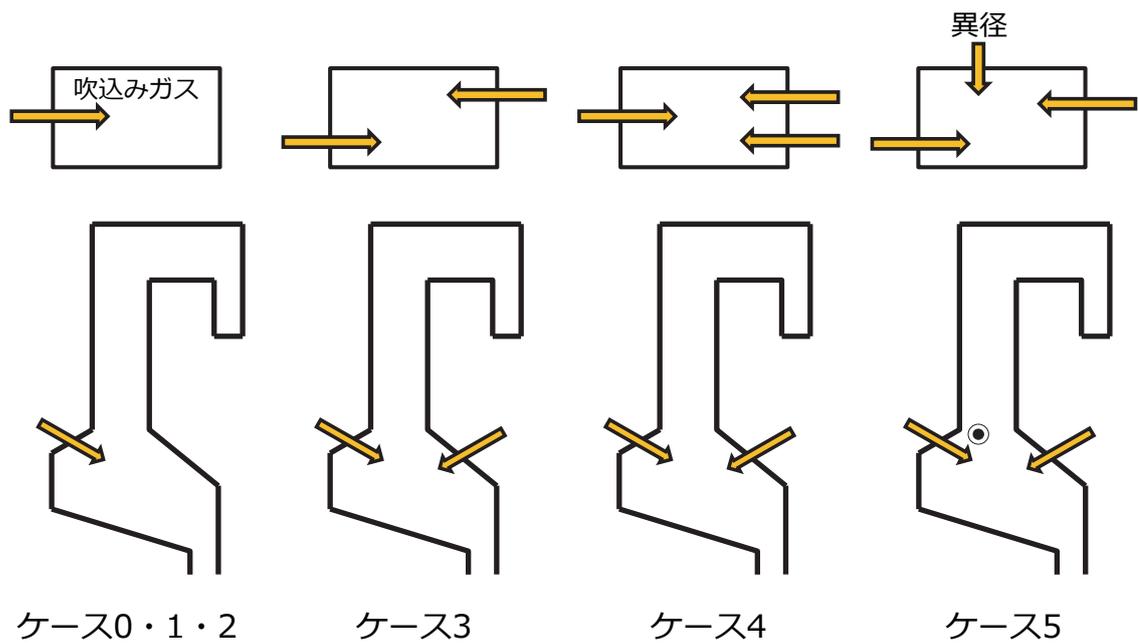


図 4-1-2 吹込みガスの吹込み位置

(3) 燃焼シミュレーションの評価項目

評価項目を焼却炉出口における NO_x 濃度、CO 濃度、O₂ 濃度、二次燃焼室出口温度（以下、温度）とし、これらを燃焼シミュレーションより求め、GE 排ガス吹込み方法による NO_x 低減効果について評価を行った。また、GE 排ガス吹込みの結果を EGR と比較した。

NO_x の生成・消滅機構は複雑であり、燃焼シミュレーションによる NO_x 生成量の絶対値はこれまでの経験より実測値と合致しないことが多い。そのため燃焼シミュレーションによる NO_x 濃度の評価では、絶対値ではなく、相対的な視点で行った。

1-2-3. 解析結果

従来燃焼、EGR、GE 排ガス吹込みの燃焼シミュレーション結果を表 4-1-6 に示す。温度以外は炉出口断面における平均値であり、温度は二次燃焼室出口断面における平均値である（図 4-1-1）。

表 4-1-6 燃焼シミュレーション結果

項目	単位	従来 燃焼	EGR								GE 排ガス吹込み							
			0	1	2-1	2-2	3	4	5	0	1-1	1-2	2-1	2-2	3	4	5	
吹込み 流速※	m/s	—	43	30	59	79	35	40	38 (25)	48	20	32	56	79	41	42	40 (25)	
NOx 濃度	ppm -dry	165	56	71	69	69	73	77	72	95	93	96	78	83	90	90	83	
CO 濃度	ppm -dry	1	4	1	2	1	2	2	2	2	1	1	5	8	1	1	1	
O ₂ 濃度	% -dry	8	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	
排ガス 量	m ³ N/h	1700	1600	1600	1600	1600	1600	1600	1600	1600	1600	1600	1600	1600	1600	1600	1600	
温度	°C	890	880	890	870	880	890	890	900	850	900	880	850	840	890	890	910	

※表中括弧内の値は異径ノズルの吹込み流速である。

(1) NO_x 濃度

図 4-1-3 に炉中心断面における NO_x 分布を各検討ケースの一部を抜粋して示す。濃度は青く緑く黄く赤となるように示している（以降の分布でも同じ）。従来燃焼では一次燃焼室で NO_x が高濃度で存在する領域（赤い部分）が目立つが、EGR と GE 排ガスでは赤い部分はなく、低空気比燃焼によって NO_x 生成が抑制されていると考えられる。EGR と GE 排ガス吹込みを比較すると、EGR の方で NO_x が低濃度で存在する領域（青い部分）が多い。この原因は、吹込みガスに含まれる NO_x 濃度と O₂ 濃度と排ガス温度が EGR の方が低く、NO_x 低減効果が強まったものと推察される。

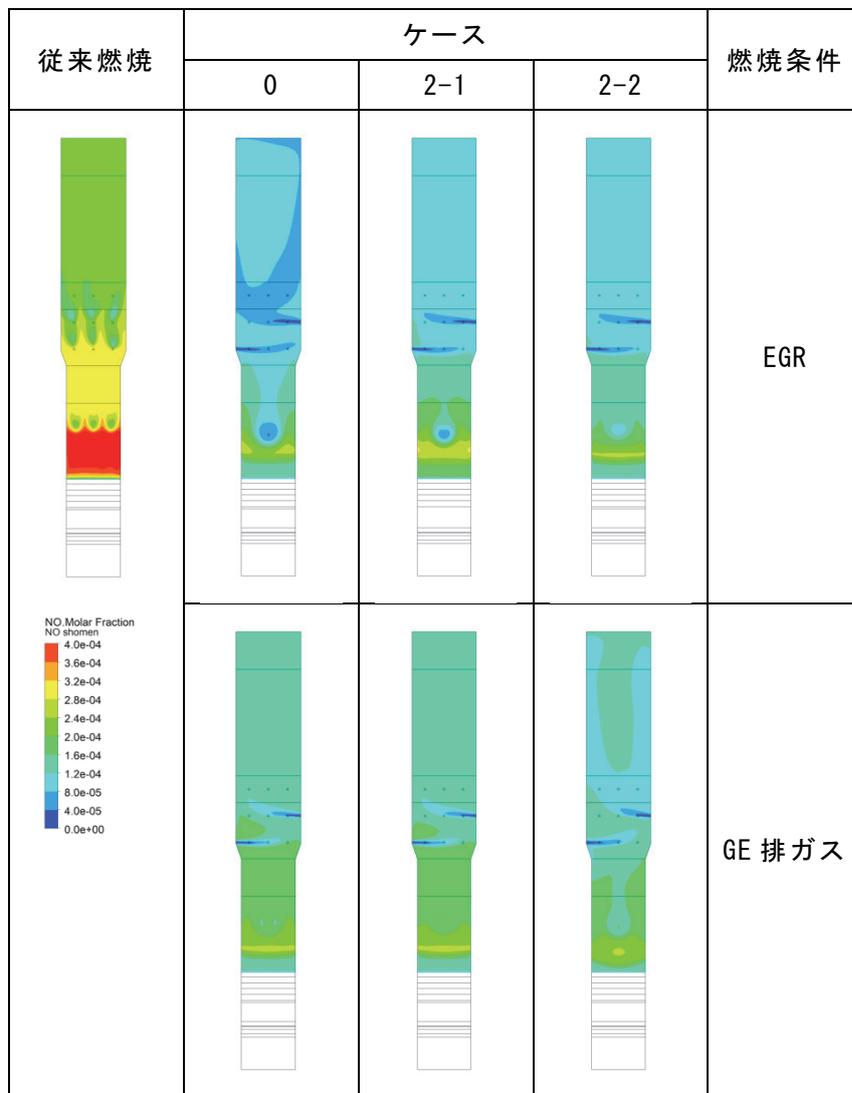


図 4-1-3 炉中心断面における NO_x 分布

図 4-1-4 に各ケースの NO_x 濃度換算値 (O₂=12%) の計算結果を示す (図中の括弧

内の数字は吹込み流速である)。従来燃焼と比べ、EGR と GE 排ガス吹込みの両方の場合で NOx 濃度が低下した。

EGR では、ケース 0 で NOx 濃度が最も低い結果となった。

GE 排ガス吹込みの場合では、ケース 0 と比べ、流速を向上させたケース 2 と複数個所から吹込むケース 3~5 で NOx 濃度が低い結果であった。したがって、吹込み流速を速くすること等によりさらなる NOx 低減効果を得られることが予測される。

EGR と GE 排ガス吹込みの両条件とも、ノズル 1 本で吹込みを行った場合（ケース 0~ケース 2）に、特定の吹込み流速で NOx 濃度が最も低くなったことから、NOx 濃度低減に対し最適な吹込み流速が存在する可能性が考えられる。

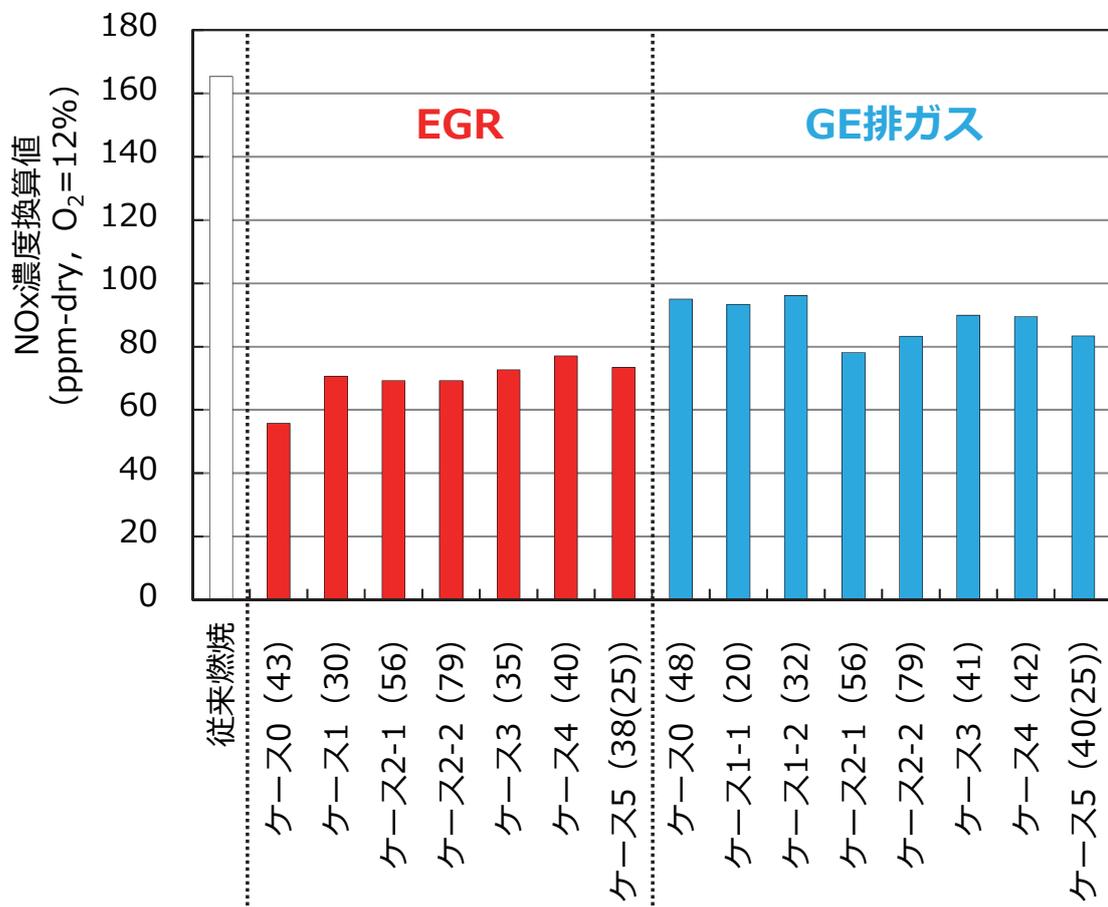


図 4-1-4 ケースごとの NOx 濃度換算値 (O₂=12%) の計算

(2) CO 濃度

図 4-1-5 に炉中心断面における CO の分布を各検討ケースの一部を抜粋して示す。従来燃焼では EGR と GE 排ガス吹込みと比べ一次空気量が多いので、一次燃焼室で CO の発生が抑制されている。すなわち、EGR と GE 排ガス吹込みでは、低空気比燃焼により炉内が還元雰囲気となっていることを示している。表 4-1-6 に示したように炉出口の CO 濃度は、従来燃焼では 1ppm-dry、EGR では 1~4ppm-dry、GE 排ガス吹込みでは 1~8ppm-dry であり（いずれも O₂=12%換算値）、それぞれのケースでばらつきがみられた。しかしこのばらつきは計算の誤差によるものと考えられる。「ごみ処理に係るダイオキシン類発生防止等ガイドライン（環境省）」では、燃焼設備として CO 濃度を 30ppm 以下（O₂=12%換算値の 4 時間平均値）とすることが記載されている。燃焼シミュレーションにおいて炉出口の CO 濃度がすべてのケースで 10ppm-dry を下回ったので、安定燃焼がなされたといえる。

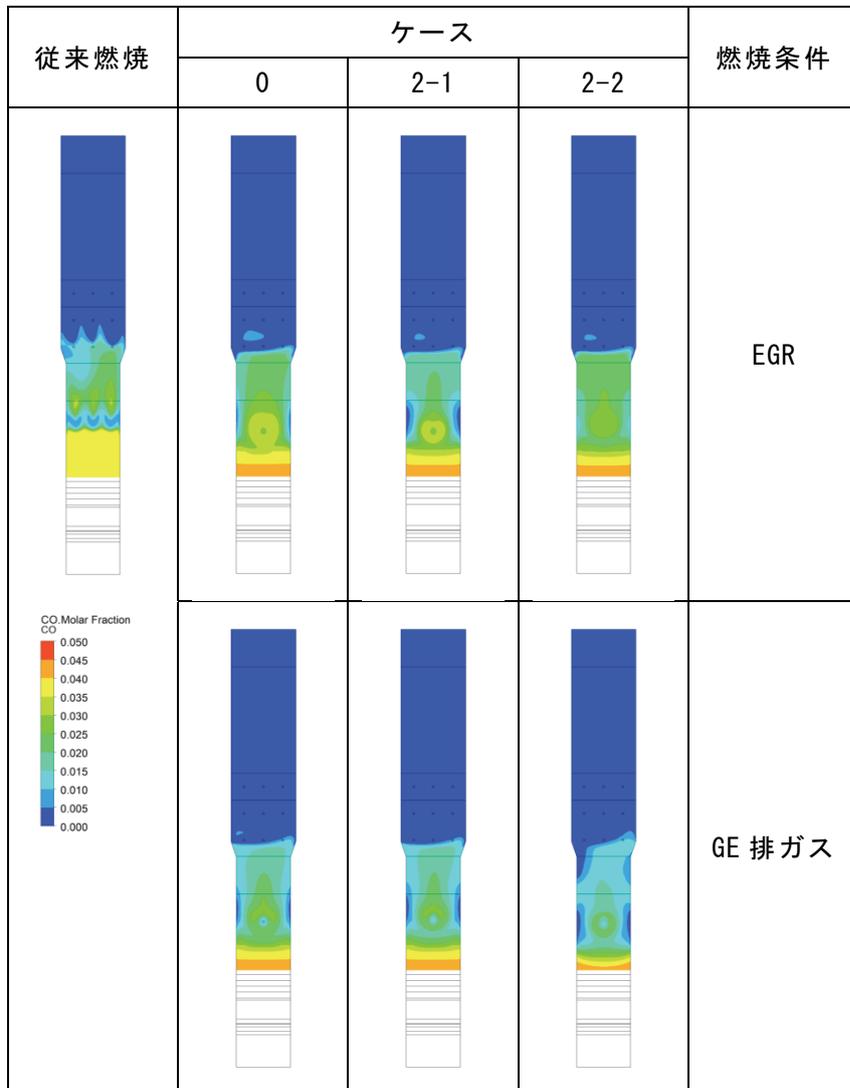


図 4-1-5 炉中心断面における CO 分布

(3) O₂ 濃度

図 4-1-6 に炉中心断面における O₂ 分布を各検討ケースの一部を抜粋して示す。EGR と GE 排ガス吹込みでは一次燃焼室において極めて O₂ 濃度が低い領域（青い部分）が見られた。このことから一次燃焼室で還元雰囲気形成されたことにより、還元ガスの発生が促進され、NO_x 低減につながったと考えられる。

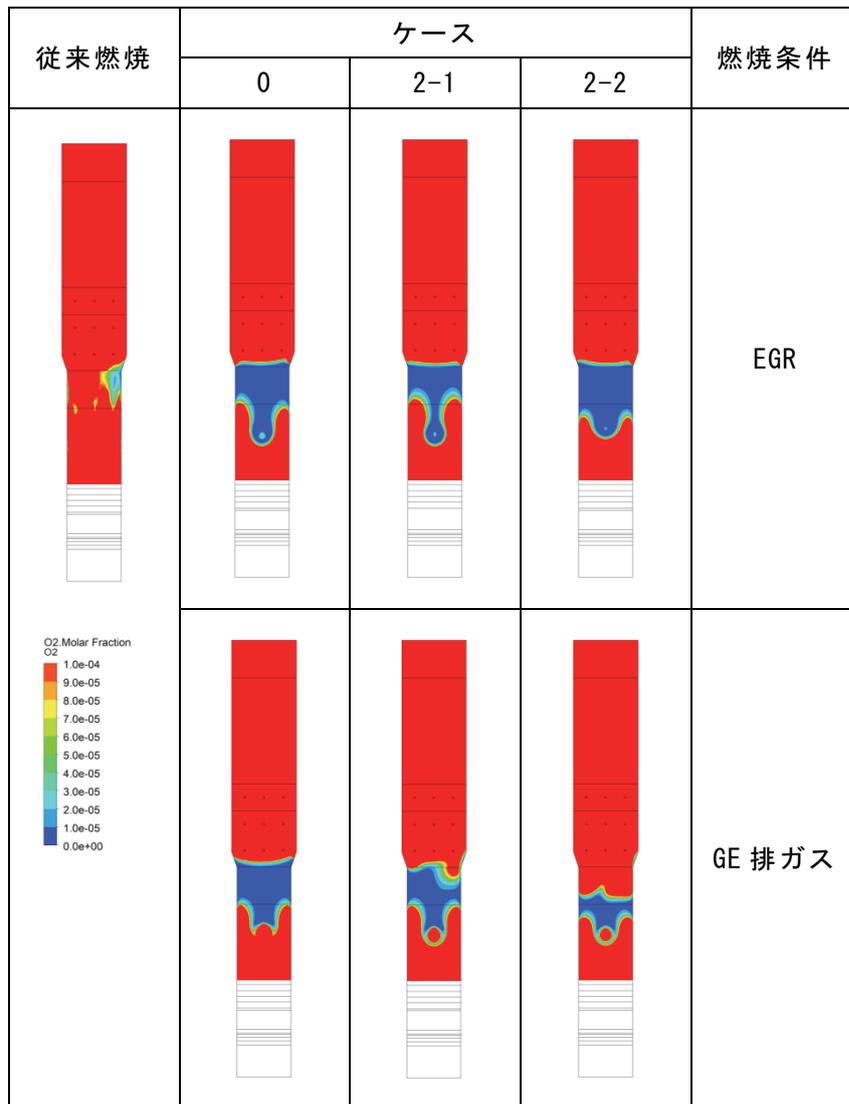


図 4-1-6 炉中心断面における O₂ 分布

(4) 温度

図 4-1-7 に炉中心断面における温度分布を各検討ケースの一部を抜粋して示す。従来燃焼と比べると、EGR と GE 排ガス吹込みでは 1200℃以上の領域が小さく、吹込みガスにより炉内が攪拌されていることがわかる。二次燃焼室出口では、どのケースでも概ね 850℃～900℃であった。ばらつきは計算誤差によるものと考えられる。EGR と GE 排ガス吹込みにおいて吹込み位置が同一のケース 0～2 を比較すると、吹込み流速を向上させるほどガス温度が低下する傾向がみられた。

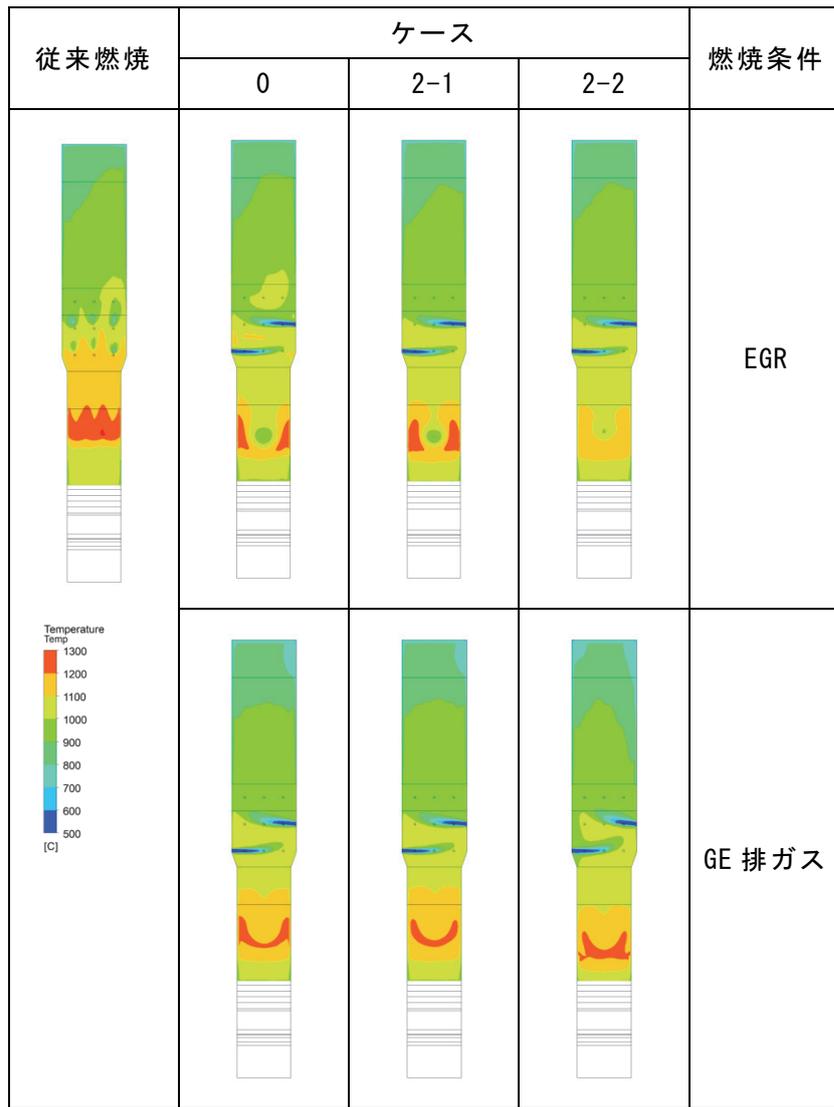


図 4-1-7 炉中心断面の温度分布

(5) 排ガス流量

排ガス流量は従来燃焼で 1,700m³N/h、EGR と GE 排ガス吹込みで 1,600m³N/h であった。GE 排ガス吹込みと EGR はともに低空気比燃焼であるので、低空気比燃焼による排ガス量削減が示された。このことから、排ガス量削減による排ガス処理系における動力の削減と、その動力削減による CO₂ 排出量削減が期待できる。しかし、前述のように、GE 排ガス吹込みにおける空気比は EGR に倣っているため、さらなる排ガス量の削減は見込めない。

1-2-4. まとめ

燃焼シミュレーションによる解析結果より、GE 排ガスの吹込み流速を平成 29 年度の流速よりも速くした場合と吹込み箇所を複数にしたケースの両方で、さらなる NO_x 低減効果が示された。そのなかでもノズル 1 本で吹込み流速を速くしたケース 2 が最も NO_x 低減効果があるとの結果を得た。

そこで、平成 30 年度の小型実験炉における実証試験では、燃焼シミュレーション解析において NO_x 低減効果がより大きかった GE 排ガスの吹込み流速を速くしたケース 2 の条件で試験を行うこととした。

1-3. 小型実験炉での実証試験

1-3-1. 試験目的

平成 29 年度は、燃焼シミュレーションの結果から、ガスエンジン排ガス吹込みシステムは排ガス再循環システム (EGR) と同様に NO_x とガス量の低減が期待できたことから、燃焼シミュレーションの解析結果を検証するため、小型実験炉において実証試験を行い、ガスエンジン排ガス吹込み方式と従来方式や EGR システムとの比較を行った。

平成 30 年度は、燃焼シミュレーションによる解析から、GE 排ガスを平成 29 年度の吹込み流速よりも速い流速で吹込むことにより、さらなる NO_x 低減が得られる可能性が示されたことから、GE 排ガス吹込み流速を速くした条件で試験を行い、GE 排ガス吹込みの燃焼シミュレーションの解析結果と比較評価を行った。また、参考として EGR でも吹込み流速を速くした試験を行った。なお、後述の EGR (ケース 2-1)、模擬ガス (ケース 2-1)、模擬ガス (ケース 2-1、2-2) の内容は、前節の図表に示したケース名称の内容と同じである。

1-3-2. 試験方法

(1) 小型実験炉の燃料と燃焼条件

実証試験において燃料として使用した RDF の性状を表 4-1-7 に示す。RDF は同じメーカーから購入しているが、可燃性廃棄物を原料として製造しており成分が変動するので、燃焼シミュレーションで用いた表 4-1-3 の燃料性状と異なる。しかし、前述のように燃焼シミュレーションの解析結果は絶対値での評価ではなく、相対的な評価を行うので問題がないと判断した。後述する平成 29 年度の従来燃焼 0、模擬ガス（ケース 0）、EGR（ケース 0）では RDF①を、平成 30 年度の従来燃焼 1、模擬ガス（ケース 2-1）、EGR（ケース 2-1）では RDF②を、従来燃焼 2、模擬ガス（ケース 2-2）では RDF③を用いて実証試験を行った。

小型実験炉では一次空気量と二次空気量を燃焼シミュレーションと同じ値に調整し、炉出口の O₂ 濃度が燃焼シミュレーションの計算結果と同じとなるように RDF の供給量を調節した。

表 4-1-7 RDF 性状

項目	単位	試料				計量方法	
		RDF① -1※2	RDF② -2※2	RDF①	RDF②		
燃料成分	水分	%-wet	46.2	45.6	42.5	45.0	JIS Z7302-3(1999) と計算による
	灰分	%-dry	10.61	13.55	8.7	6.5	JIS Z7302-4(2009)
	揮発分	%-dry	89.32	77.26	82.0	84.1	JIS M8812(2006)-7
可燃成分	C	%-dry	47.64	46.23	49.9	51.0	JIS Z7302-8(2002)
	H	%-dry	6.94	6.62	7.0	7.3	JIS Z7302-8(2002)
	O	%-dry	32.77	31.66	32.9	33.4	計算による
	N	%-dry	1.18	1.09	1.1	1.3	JIS Z7302-8(2002)
	全硫黄 (T・S)	%-dry	0.12	0.10	0.1	0.1	JIS Z7302-7(2002)
	燃焼性硫黄 (B・S)	%-dry	0.10	0.10	0.1	0.1	JIS Z7302-7(2002)
	全塩素 (T・Cl)	%-dry	0.77	0.75	0.8	0.7	JIS Z7302-6(1999)
燃焼性塩素 (B・Cl)	%-dry	0.76	0.75	0.5	0.7	JIS Z7302-6(1999)	
高位発熱量	MJ/kg-	21.0	19.6	20.8	21.8	JIS Z7302-2(2009)	
低位発熱量※1	MJ/kg-	8.58	8.80	10.9	10.9	-	
理論燃焼空気量	m³N/kg-	2.69	2.62	3.0	3.0	-	

※1 高位発熱量 (乾ベース) $-25 \times (9 \times \text{水素割合 (乾ベース)} + \text{含水率 (\%)})$ の計算値

※2 同一ロットを 2 回測定した結果

(2) GE 排ガス

小型実験炉における実証試験では、CH₄濃度が 90%-dry のバイオガスを燃料とした GE 排ガスの利用ができない。そこで LPG を燃料とした燃焼排ガスを GE 排ガスの模擬ガスとして用いた。表 4-1-8 に示す LPG の燃焼排ガス性状は、CH₄ が 90%-dry のバイオガスを燃料とした GE 排ガス中の O₂ 濃度と同じ濃度になる空気比で燃焼させた計算値である。実証試験では、図 4-1-8 と図 4-1-9 に示す熱風発生炉型 NO_x 発生装置を用いて、燃焼シミュレーションで設定した模擬ガスの O₂ 濃度、NO_x 濃度、温度、ガス量となるように調整した。各設定根拠は平成 30 年度報告書⁶⁾ p.98～99 を参照されたい。

表 4-1-8 模擬ガスと GE 排ガスの性状

項目		単位	模擬ガス (LPG)	GE 排ガス (CH ₄ =90%-dry)
吹込み ガス性状	O ₂	%-dry	12.0	12.0
	CO ₂	%-dry	5.9	5.5
	N ₂	%-dry	82.1	82.5
	H ₂ O	%-wet	7.3	9.2
	NOx	ppm-dry ^{※1}	250	250
吹込みガス温度 ^{※2}		℃	300	300
吹込み排ガス量		m ³ N-wet/h	185	185

※1：O₂=12%換算値

※2：吹込み位置における温度

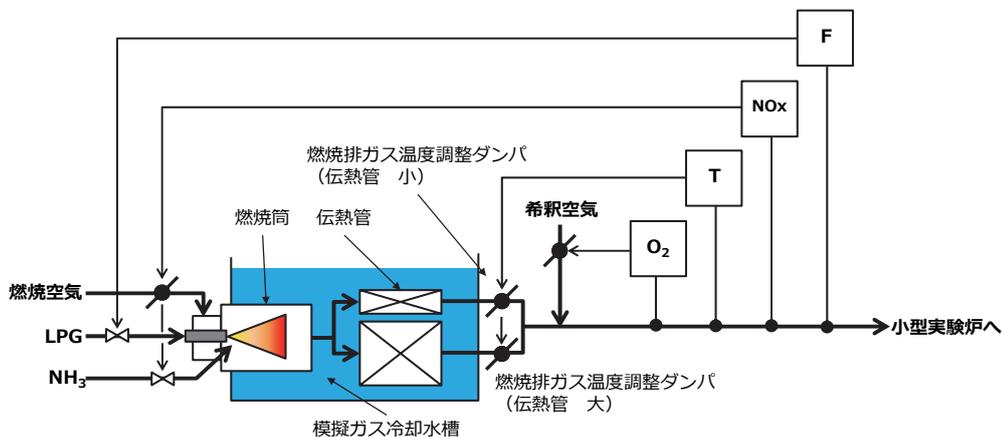


図 4-1-8 熱風発生炉型 NOx 発生装置概略フロー



図 4-1-9 熱風発生炉型 NOx 発生装置外観

(3) 試験条件まとめ

試験の燃焼条件は従来燃焼、EGR、模擬ガス吹込みの3種類とした。表 4-1-9 に3種類の試験条件における空気比と吹込みガス量、温度、組成を示す。EGR と模擬ガスの結果を比較するために、全空気比を揃え試験を行った。

表 4-1-9 試験条件

項目	単位	従来燃焼	EGR	模擬ガス	
一次空気比	—	0.94	0.81	0.81	
二次空気比	—	0.60	0.46	0.39	
空気温度	°C	外気温	外気温	外気温	
全空気比 ^{※1}	—	1.54	1.32	1.32	
吹込みガス割合	%	—	9.0	12.0	
吹込みガス量	m ³ N-wet/h	—	140	185	
吹込みガス 換算空気比 ^{※2}	—	—	0.04	0.12	
吹込みガス温度	°C	—	140	300	
吹込み ガス 組成	O ₂	%-dry	—	8.5 ^{※3}	12.0
	CO ₂	%-dry	—	10.9 ^{※3}	5.9
	H ₂ O	%-wet	—	44.8 ^{※3}	7.3
	NO _x	ppm-dry ^{※4}	—	50 ^{※3}	250
	N ₂	%-dry	—	Other	Other

※1：吹込みガスに含まれる酸素も加算した空気比

※2：吹込みガス換算空気比

$$= \{ \text{吹込みガス量} \times \text{吹込みガス中 O}_2 \text{濃度 (\% - dry)} \div 21 \} \div \text{理論空気量}$$

※3：既存の運転データを参考にシミュレーションで用いた数値

※4：O₂=12%換算値

(4) 試験方法

図 4-1-10 に試験装置フローを示す。小型実験炉のストーカ式焼却炉に燃料の RDF を投入し、炉下部より一次空気を供給した。従来燃焼の場合には、乾燥段上（図 4-1-10 中※1）と二次燃焼室の前壁・後壁（図 4-1-10 中※2）から二次空気を投入した。

EGR の場合には、ろ過式集じん器（以下、BF）出口から一部引抜いた排ガスを再循環ガスとし、乾燥段上から吹込み、二次空気を二次燃焼室の側壁から吹込んだ。模擬ガスの場合にも EGR と同様に、熱風発生炉型 NO_x 発生装置で生成した模擬ガスを乾燥段上から投入し、二次空気を二次燃焼室の側壁から吹込んだ。

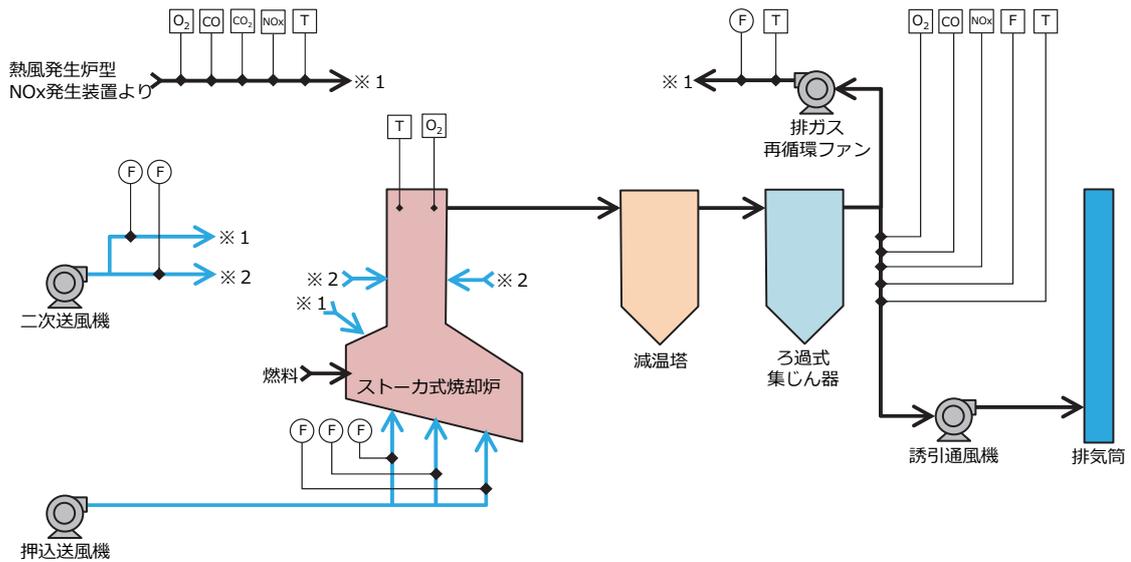


図 4-1-10 試験装置フロー

小型実験炉のモデルで行った燃焼シミュレーション解析結果と比較評価するために、実証試験で炉出口ガス中の O_2 濃度が表 4-2-5 に示した燃焼シミュレーション結果と同様になるよう燃焼調整を行い、連続分析計を用いて BF 出口ガス中の NO_x 濃度、 CO 濃度および炉出口 O_2 濃度を分析した。そして BF 出口ガス中の NO_x 、 CO 、 O_2 濃度が表 4-1-6 に示した燃焼シミュレーション結果と同様の傾向となるのかを調べ評価を行った。測定項目は炉出口ガス中の O_2 濃度と BF 出口ガス中の NO_x 濃度、 CO 濃度、二次燃焼室出口ガス温度であり、図 4-1-10 に示した場所が測定箇所である。

BF 出口ガス中の NO_x は NO_x-O_2 分析計 (NOA7000、島津製作所)、 CO は $CO-CO_2$ 分析計 (CGT7000、島津製作所)、炉出口ガス中の O_2 濃度は O_2 分析計 (POT8000、島津製作所) を用いてそれぞれ測定した。測定したデータは 10 秒間隔でロガーに記録した。

炉出口の O_2 濃度が設定値となるように、燃料の供給量を調整して小型実験炉の運転を行ったが、燃料の供給過程でブリッジするなどし燃料供給量の変動したので、炉出口の O_2 濃度の測定値も変動した。そのため、炉出口の O_2 濃度平均値を求め設定値に近い 3 時間のデータを抽出しデータ分析に用いた。

二次燃焼室出口温度は左・中・右の 3 か所で測定を行っているが、測定値がほぼ一致するので、以後のデータ分析では 3 か所の平均値を代表値としてデータ分析に用いた。

1-3-3. 試験結果

(1) 試験結果

表 4-1-10 に評価データとして用いた区間における測定項目の平均値を示す。

BF 出口の NO_x 濃度の平均値は、平成 29 年度の従来燃焼で 89 ppm-dry、平成 30 年度の従来燃焼 1 で 94ppm-dry、従来燃焼 2 で 106ppm-dry であった。EGR では平成 29 年度（ケース 0）は 54 ppm-dry、平成 30 年度（ケース 2-1）は 69ppm-dry であり、模擬ガス吹込みでは、（ケース 0）は 55 ppm-dry、平成 30 年度模擬ガス（ケース 2-1）で 64ppm-dry、模擬ガス（ケース 2-2）で 58ppm-dry であった。以上から、模擬ガス吹込みが EGR と同様に NO_x 低減効果を示すことが明らかとなった。

模擬ガス吹込みでは、BF 出口 CO 濃度が低く抑えられており、EGR と同様に低空気比燃焼が可能であることがわかった。また二次燃焼室出口温度についても、極端な変動はみられなかった。したがって、模擬ガス吹込みでも EGR と同様に安定した燃焼を行えることが示された。

表 4-1-10 測定項目の平均値

項目	単位	従来燃焼			EGR		模擬ガス吹込み		
		平成30年度		平成29年度	平成30年度	平成29年度	平成30年度		平成29年度
		1	2	—	ケース2-1	(ケース0)	ケース2-1	ケース2-2	(ケース0)
吹込み流速	m/s	—	—	—	59	43	79	48	
使用燃料	—	RDF①	RDF②	RDF③	RDF①	RDF③	RDF②	RDF④	
BF 出口 NOx 濃度※	ppm-dry	94	106	89	69	54	58	55	
BF 出口 CO 濃度※	ppm-dry	15	1	9	14	9	0	0	
炉出口 O ₂ 濃度	%-dry	7	7	7	5	5	5	5	
排ガス 流量	m ³ N-wet/h	3300	3500	3000	2800	2700	3000	2700	
二次燃焼室 出口温度 平均値	°C	1060	910	940	1000	960	910	1000	

※：O₂=12%換算値

(2) NOx 低減効果

前述のように、模擬ガスの吹込み流速を速くした場合（平成 30 年度ケース 2-1）でも従来燃焼と比較して NOx は低減したが、NOx 濃度に着目すると平成 29 年度（55ppm-dry）よりも低い濃度ではなかった。

しかし、同じ燃焼条件である従来燃焼の NOx 濃度を比較すると、表 4-1-10 より平成 29 年度は 89ppm-dry、平成 30 年度は従来燃焼 1 で 94ppm-dry、従来燃焼 2 で 106ppm-dry であり、NOx 濃度が上昇した。前述のように、廃棄物焼却で発生する NOx の 7～8 割は燃料由来の Fuel-NOx と言われており¹⁵⁾、燃料中の N 分の影響を考慮する必要がある。

また、炉出口 O₂ 濃度が 8～15%では Fuel-NOx への転換率は 1.7～9.3%という報告¹⁸⁾もある。図 4-1-11 に炉出口 O₂ 濃度と Fuel-NOx 転換率の関係を示す（参考文献 18 から引用）。この 900℃の近似直線から求めた本試験における従来燃焼での転換率は 2.2%と求められる。

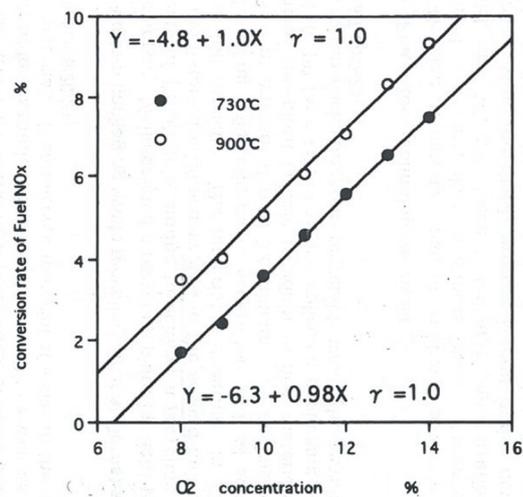


図 4-1-11 炉出口 O₂ 濃度と Fuel-NOx 転換率の関係（参考文献 18 から引用）

ここで転換率を 2.2%と仮定し、RDF の組成分析結果を用いて Fuel-NOx 濃度を算出すると、平成 29 年度の従来燃焼で 22ppm-dry、平成 30 年度従来燃焼 1 では 30ppm-dry、従来燃焼 2 では 35ppm-dry（いずれも O₂=12%換算値）となり、RDF 中の N 分の変動により Fuel-NOx 濃度が上昇したといえる。したがって、本試験での NOx 低減効果を比較評価するためには、このことを考慮する必要がある、NOx 低減効果の評価は式 (1) から算出した NOx 低減率を用いることとした。

$$\text{NOx 低減率 (\%)} = \frac{(C_0 - C)}{C_0} \times 100 \quad \dots (1)$$

ここで、C₀: 同一燃料条件の従来燃焼における BF 出口 NOx 濃度換算値 (ppm-dry)、C: 模擬ガス吹込みまたは EGR 時の BF 出口 NOx 濃度換算値 (ppm-dry) である。

図 4-1-12(a)に EGR における吹込み流速と NOx 低減率の関係を、図 4-1-12(b)に GE 排ガス (模擬ガス) における吹込み流速と NOx 低減率の関係を示す。

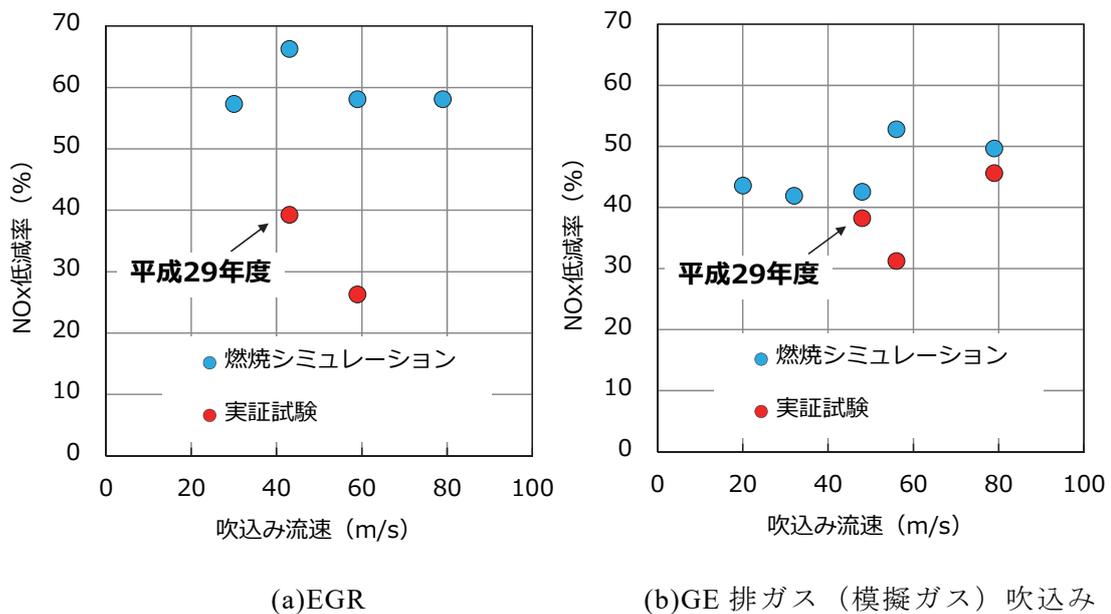


図 4-1-12 吹込み流速と NOx 低減率の関係

EGR と GE 排ガス (模擬ガス) 吹込みにおける NOx 低減率を比較すると、燃焼シミュレーションでは EGR で 60~70%、GE 排ガス (模擬ガス) 吹込みで 40~50% であり、GE 排ガス (模擬ガス) 吹込みの方が劣る結果であった。一方で実証試験ではどちらも 30~40%程度であり、同等の NOx 低減効果であることが分かった。また GE 排ガス吹込みでは、吹込み流速を速くしたことにより NOx 低減率が向上した。

EGR では、NOx 低減率の値は異なるものの、燃焼シミュレーションと実証試験

の両方で吹込み流速を速くすると NOx 低減率が低下する傾向を示した。

GE 排ガス吹込みでも燃焼シミュレーションと実証試験で NOx 低減率の値は異なるが、吹込み流速を速くすることにより NOx 低減率が向上するという傾向は同じであった。

EGR と GE 排ガス吹込みで異なる傾向が見られた点に関して推察を試みる。NOx 低減には吹込みガスによる炉内の攪拌と還元ガスの巻き込みが関与していると考えられ、吹込み流速が炉内攪拌を、吹込みガスの流路断面積が還元ガスの巻き込みを支配していると推測される。EGR と GE 排ガス吹込みのそれぞれで吹込みガス量は一定であるので、図 4-1-13 に示すように流速を速くすることに伴い流路断面積が小さくなる（破線の円から実線の円）。

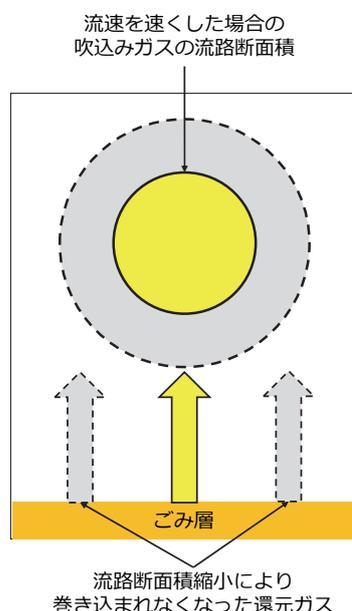


図 4-1-13 流速向上と流路断面積の関係

EGR では、流速を速くしたことによる炉内攪拌効果の増加よりも流路断面積縮小による還元ガスの巻き込み量減少の影響が強かったため、NOx 低減率が低下したと考えられる。

GE 排ガス吹込みでは、EGR とは逆となり、NOx 低減率が向上したと考えられる。

1-4. 実証試験結果を踏まえた燃焼シミュレーションによる再計算

Fuel-NO_x を考慮して NO_x 低減率を評価すると、実証試験と燃焼シミュレーションで傾向が同じであった。そこで燃焼シミュレーション結果の妥当性を再度調べるために、平成 30 年度に小型実験炉で使用した燃料性状を条件とし再度燃焼シミュレーションを行い、平成 30 年度の実証試験結果と比較した。図 4-1-14 に吹込み流速と燃焼シミュレーションの結果を示す。

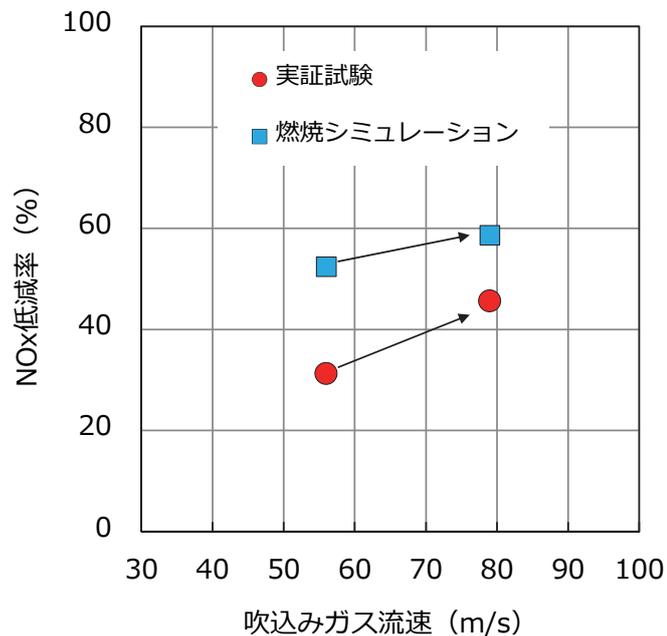


図 4-1-14 実証試験と燃焼シミュレーションの相関

燃焼シミュレーションと実証試験を比較すると、ともに吹込み流速を速くすることにより NO_x 低減率が向上する傾向を示した。したがって、燃焼シミュレーションの妥当性が示された。

2. まとめ

平成 29、30 年度の燃焼シミュレーションと実証試験の結果から以下のことが示された。

- ・ GE 排ガスの吹込みは、EGR と同等の NO_x 低減効果があり、GE 排ガスと燃焼炉排ガスの NO_x を同時に低減することが可能である。
- ・ GE 排ガスの吹込みは、EGR と同様に低空気比燃焼でも CO 濃度を低く抑えることができ、燃焼炉排ガス量の低減が図れる。
- ・ GE 排ガスの吹込み流速を速くすることで、さらなる NO_x 低減効果が得られるが、吹込みファンのコストや消費電力の増加について検討を要する。

第5章 システムのFS(CO₂排出量およびコスト試算)

本事業で提案する『高効率コンバインドシステム』を導入した場合の、CO₂排出量とイニシャルコスト、ランニングコストを試算し、従来システム（『単純焼却システム』、『従来コンバインドシステム』）との比較・評価を行った（図 5-1-1）。

実証試験の結果、高性能船用天然ガスエンジンの発電効率が目標値に達しなかったことと、試験に用いたエンジン機種は 800kW 機をベースとした 400kW 仕様のガスエンジン発電機であり、後述の FS 条件の施設規模では部分負荷運転となり、発電効率が低下するため、高性能ガスエンジンを適用した場合と他のケースとの比較評価は行わず、第 5 章 4 節で別途評価を行う。

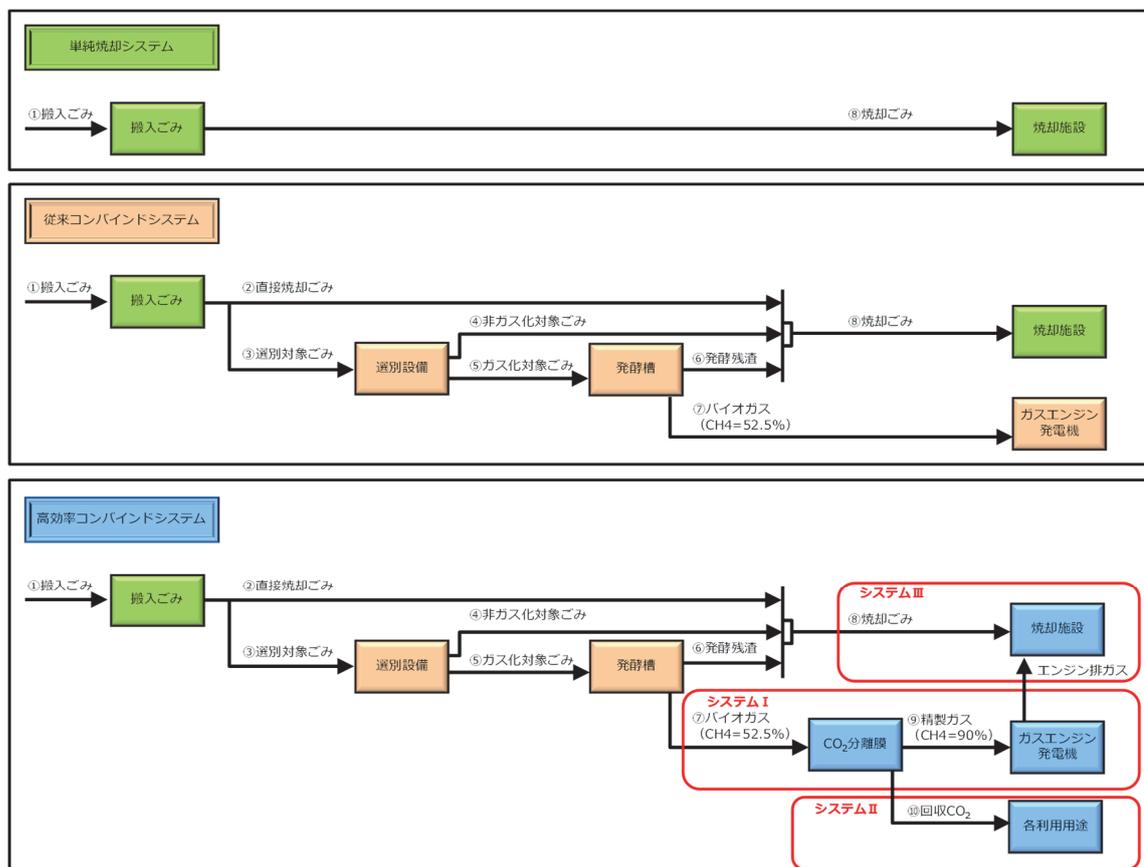


図 5-1-1 検討対象システムフロー

1. 従来の単純焼却システムとコンバインドシステムの試算条件

各システムの比較・評価のための試算に際して、中小規模の廃棄物処理施設を想定し、表 5-1-1 に示す施設規模等の条件で試算を行った。表 5-1-1 に示している丸囲み数字は、図 5-1-1 のフロー図中の数字に対応している。なお、メタンガス化施設はエネルギー回収型廃棄物処理施設（交付率 1/2）の交付要件¹⁹⁾（施設規模 20t/日以上、熱利用率 350kWh/t-ごみ以上）を満たしている。

$$\begin{aligned}
 \text{熱利用率 [kWh/t-ごみ]} &= \frac{\text{バイオガス利用熱量} \times 0.46^{(\ast 1)}}{\text{投入ごみ量}} \\
 &= \frac{\text{バイオガス利用量 [m}^3\text{N-CH}_4\text{濃度 50\%換算/年]} \times 17.9[\text{MJ/m}^3\text{N}]^{(\ast 2)} \times 0.46 \div 3.6[\text{MJ/kWh}]}{\text{投入ごみ量 [t-ごみ/年]}} \\
 &= \frac{1,260,000[\text{m}^3\text{N/年}] \times 52.5/50.0[-] \times 17.9[\text{MJ/m}^3\text{N}] \times 0.46 \div 3.6[\text{MJ/kWh}]}{7,000[\text{t-ごみ/年}]} \\
 &= 432[\text{kWh/t-ごみ}]
 \end{aligned}$$

※1：0.46 は、発電/熱の等価係数

※2：17.9MJ/m³N は、メタン濃度 50%時のバイオガスの熱量

表 5-1-1 各システムの CO₂ 排出量、コスト試算条件

項目			従来 単純焼却	従来 コンバインド
廃棄物 処理施設	① 搬入ごみ量	t/年	14,000	←
	ごみ中プラ割合	%	15.0	←
	施設処理能力	t/日	50	←
焼却施設	⑧ 焼却ごみ量	t/年	14,000	11,900
	施設稼働日数	日/年	280	238
	施設処理能力	t/日	50	←
メタンガス化 施設	② 直接焼却ごみ量	t/年	—	4,200
	③ 選別対象ごみ量	t/年	—	9,800
	④ 非ガス化対象ごみ量	t/年	—	2,800
	⑤ ガス化対象ごみ量	t/年	—	7,000
	⑥ 発酵残渣量	t/年	—	4,900
	⑦ バイオガス量	km ³ N/年	—	1,260
	バイオガス CH ₄ 濃度	%	—	52.5
	施設稼働日数	日/年	—	350
	施設処理能力 (発酵槽入口)	t/年	—	20

2. 各システムのCO₂排出量の試算

以降に各システムにおけるCO₂排出量の試算結果を示す。CO₂排出量に係る諸数値は、株式会社タクマ（以下、本章では当社という）の実績または、検討結果によるものである。

2-1. 単純焼却システムのCO₂排出量

単純焼却システムのCO₂排出量を表5-2-1に示す。50t/日規模の単純焼却施設の消費電力（プラント動力、建築動力、照明を含む）は、当社実績より429kWとし、焼却施設の稼働日数280日/年を乗じて求めた。

表 5-2-1 単純焼却システムのCO₂排出量

項目		各量	CO ₂ 排出係数	CO ₂ 排出量
増 加 分	プラ焼却	2,100 t/年	2.77 t-CO ₂ /t	5,817 t-CO ₂ /年
	焼却施設 消費電力量	2,883 MWh/年	0.579 t-CO ₂ /MWh	1,669 t-CO ₂ /年
合計				7,486 t-CO ₂ /年

2-2. 従来コンバインドシステムの CO₂ 排出量

従来コンバインドシステムの CO₂ 排出量を表 5-2-2 に示す。焼却施設の消費電力は、単純焼却システムに選別対象ごみクレーンの電力 (5.0kW) を加えた 434kW に施設の稼働日数 238 日/年を乗じて求めた。また、メタンガス化施設の消費電力は当社実績より 132kW とし、施設稼働日数 350 日/年を乗じて求めた。

バイオガスの CH₄ 濃度が 52.5% の場合、ガスエンジン発電機の発電量は次式から計算される。

$$\begin{aligned} & \text{バイオガス量}[\text{m}^3\text{N}/\text{年}] \times \text{バイオガス CH}_4 \text{ 濃度}[\%] / 50[\%] \times 17.9[\text{MJ}/\text{m}^3\text{N}] \div 3.6[\text{MJ}/\text{kWh}] \\ & \times \text{発電効率}[\%] \div 1,000[\text{kWh}/\text{MWh}] \end{aligned}$$

メタン濃度が 52.5% のバイオガスを燃料としたガスエンジン発電機の発電効率は、33% 程度であり、年間の発電量は 2,171MWh となる。

表 5-2-1、5-2-2 より従来コンバインドシステムの CO₂ 排出量は、単純焼却システムと比較して、年間 849 トン削減される。

表 5-2-2 従来コンバインドシステムの CO₂ 排出量

項目		各量	CO ₂ 排出係数	CO ₂ 排出量
増加分	プラ焼却	2,100 t/年	2.77 t-CO ₂ /t	5,817 t-CO ₂ /年
	焼却施設消費電力量	2,479 MWh/年	0.579 t-CO ₂ /MWh	1,435 t-CO ₂ /年
	メタンガス化施設消費電力量	1,109 MWh/年	0.579 t-CO ₂ /MWh	642 t-CO ₂ /年
削減分	ガスエンジン発電量	2,171 MWh/年	0.579 t-CO ₂ /MWh	▲1,257 t-CO ₂ /年
合計				6,637 t-CO ₂ /年

2-3.高効率コンバインドシステム システム I の CO₂ 排出量

システム I で都市ガス仕様の汎用ガスエンジンを適用した場合の CO₂ 排出量を表 5-2-3 に示す。システム I の CO₂ 排出量は平成 31 年度の試験条件であるガス圧力を上げた条件で試算している。

バイオガスの圧力は従来コンバインドでは 3kPa 程度であるが、汎用ガスエンジンでは 340kPa(G)まで昇圧するため、ガス昇圧装置の消費電力が 2.2kW から 18.0kW へ増加する (+15.8kW)。また、CO₂ 分離膜設備の前後でバイオガスの加温・加湿に必要な電力が約 11.2kW 必要であるため、合計 27kW の消費電力増となり、施設稼働日数 350 日/年を乗じると年間 227MWh の消費電力量増となる。

一方、CO₂ 分離膜設備でバイオガスの CH₄ 濃度が 52.5%から 90%に向上するため、汎用ガスエンジン発電機の発電効率が 33%から 38%に向上し、年間の発電量は 2,500MWh となる。

表 5-2-1、5-2-2、5-2-3 より、システム I (汎用ガスエンジン) の CO₂ 排出量は、単純焼却システムと比較して、年間 908 トン、従来コンバインドシステムと比較して年間 59 トン削減される。

表 5-2-3 システム I (汎用ガスエンジン) の CO₂ 排出量

項目		各量	CO ₂ 排出係数	CO ₂ 排出量
増加分	プラ焼却	2,100 t/年	2.77 t-CO ₂ /t	5,817 t-CO ₂ /年
	焼却施設消費電力量	2,479 MWh/年	0.579 t-CO ₂ /MWh	1,435 t-CO ₂ /年
	メタンガス化施設消費電力量	1,109 MWh/年	0.579 t-CO ₂ /MWh	642 t-CO ₂ /年
	CO ₂ 分離膜設備消費電力量	227 MWh/年	0.579 t-CO ₂ /MWh	131 t-CO ₂ /年
削減分	ガスエンジン発電量	2,500 MWh/年	0.579 t-CO ₂ /MWh	▲1,447 t-CO ₂ /年
合計				6,578 t-CO ₂ /年

2-4. 高効率コンバインドシステム システムⅡ、ⅢのCO₂排出量

システムⅡ、Ⅲを適用した場合のCO₂排出量を表5-2-4、5-2-5に示すが、試算根拠については、平成30年度の報告書を参照されたい。

表 5-2-4 システムⅡのCO₂排出量

項目		各量	CO ₂ 排出係数	CO ₂ 排出量
増加分	CO ₂ 固定化設備消費電力量	44 MWh/年	0.579 t-CO ₂ /MWh	25.5 t-CO ₂ /年
削減分	主灰 CO ₂ 固定量			▲32.0 t-CO ₂ /年
	飛灰 CO ₂ 固定量			▲15.5 t-CO ₂ /年
合計				▲22.0 t-CO ₂ /年

表 5-2-5 システムⅢのCO₂排出量

項目		各量	CO ₂ 排出係数	CO ₂ 排出量
増加分	GE 排ガス昇圧ファン消費電力量	44 MWh/年	0.579 t-CO ₂ /MWh	25.5 t-CO ₂ /年
削減分	既設送風機類消費電力量	141 MWh/年	0.579 t-CO ₂ /MWh	▲81.6 t-CO ₂ /年
合計				▲56.1 t-CO ₂ /年

2-5. 高効率コンバインドシステム システム全体の CO₂ 排出量

以上で試算した各システムの CO₂ 排出量と削減効果をまとめると、図 5-2-1 のようになる。

高効率コンバインドシステム(汎用ガスエンジン)の CO₂ 排出量削減メリットが、当初の目標値よりも減少しているが、これはシステム I の実証試験結果から主にバイオガスを加圧条件としたことに伴う、ガス昇圧装置の消費電力増加によるものである。

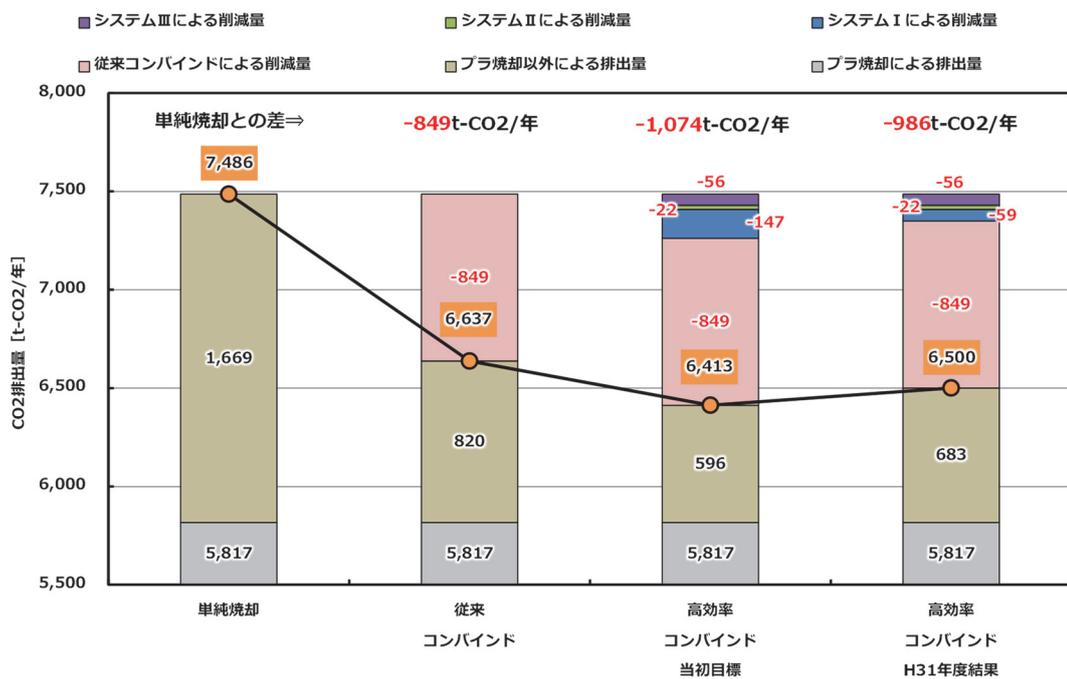


図 5-2-1 各システムの CO₂ 排出量試算結果

3. 各システムのコストの試算

表 5-3-1 に示す条件を基に試算した各システムにおけるコストを以降に示す。表 5-3-1 に示した人件費、用役費、保守点検費、施設の建設単価については、環境省から報告されているデータ²⁰⁾⁻²³⁾を用いた。またガスエンジン発電機の保守点検費は、メーカーからのヒアリングの結果より、発電量あたりの単価を従来コンバインドのバイオガス専用エンジンは 6 円/kWh、汎用ガスエンジンは 4 円/kWh とした。

表 5-3-1 各システムのコスト試算条件

項目			従来 単純焼却	従来 コンバインド	高効率 コンバインド (汎用エンジン)
共通	人件費 ²⁰⁾	千円/t-ごみ	7.991	8.311	←
	用役費 ²¹⁾	千円/t-ごみ	5.500	5.008	←
	保守点検費 ²¹⁾	千円/t-ごみ	9.5	9.4	←
	買電単価	円/kWh	15	←	←
	売電単価(FIT)	円/kWh	—	39	←
焼却 施設	建設単価 ²²⁾	百万円/t-ごみ/日	71.65	←	←
	重金属固定化 薬剤費	円/kg	300	←	←
	尿素水費	円/kg	60	←	←
メタン ガス化 施設	建設単価 ²³⁾	百万円/t-ごみ/日	—	49.67	←
	ガスエンジン 保守点検費	円/kWh	—	6	4

3-1. 単純焼却システムのコスト

単純焼却システムのイニシャルコスト、ランニングコストを表 5-3-2、5-3-3 に示す。施設建設費の自治体負担額は、循環型社会形成推進交付金の活用を前提とし、焼却施設は交付金の対象を建設費の 80%（プラント部分）とし、単純焼却システムの交付率は対象額の 1/3 とした。ランニングコストの各係数は、施設の稼働率が考慮されていないため、年間の運転日数を 365 日で計算している（以降の各システムも同様）。

単純焼却システムの 10 年間を対象としたライフサイクルコストは、6,823 百万円 /10 年となる。

表 5-3-2 単純焼却システムのイニシャルコスト

項目		各量	係数	イニシャルコスト
増加分	焼却施設建設費	50 t/日	71.65 百万円/t/日	3,582 百万円
	焼却施設交付金対象額		80 %	(2,865 百万円)
	焼却施設交付金額		1/3	▲955 百万円
自治体負担額				2,627 百万円

表 5-3-3 単純焼却システムのランニングコスト

項目		各量	係数	ランニングコスト
増加分	人件費	50 t/日	7.991 千円/t	1,458 百万円 /10 年
	用役費	50 t/日	5.500 千円/t	1,004 百万円 /10 年
	保守点検費	50 t/日	9.5 千円/t	1,734 百万円 /10 年
自治体負担額				4,196 百万円 /10 年

3-2. 従来コンバインドシステムのコスト

従来コンバインドシステムのイニシャルコスト、ランニングコストを表 5-3-4、5-3-5 に示す。単純焼却システムと同様に、焼却施設は交付金の対象を建設費の 80%（プラント部分）とし、メタンガス化施設は 100%としている。コンバインドシステムは高効率原燃料回収施設となるため、交付率は対象額の 1/2 となる。

従来コンバインドシステムの 10 年間を対象としたライフサイクルコストは、6,792 百万円/10 年となる。単純焼却システムと比較すると、メタンガス化施設の施設建設費が 993 百万円増加するが、交付率が 1/3 から 1/2 へ上がるために、イニシャルコストの自治体負担額は 19 百万円の増加に留まる。ランニングコストは 50 百万円/10 年のコストが削減されており、バイオガス発電の売電収入からメタンガス化施設関係の用役費と保守点検費を差し引いた金額に相当しているものと思われる。

表 5-3-4 従来コンバインドシステムのイニシャルコスト

項目		各量	係数	イニシャルコスト
増加分	焼却施設建設費	50 t/日	71.65 百万円/t/日	3,582 百万円
	焼却施設交付金対象額		80 %	(2,866 百万円)
	焼却施設交付金額		1/2	▲1,433 百万円
	メタンガス化施設建設費	20 t/日	49.67 百万円/t/日	993 百万円
	メタンガス化施設交付金対象額		100 %	(993 百万円)
	メタンガス化施設交付金額		1/2	▲497 百万円
自治体負担額				2,646 百万円

表 5-3-5 従来コンバインドシステムのランニングコスト

項目		各量	係数	ランニングコスト
増加分	人件費	50 t/日	8.311 千円/t	1,517 百万円 /10 年
	用役費	50 t/日	5.008 千円/t	914 百万円 /10 年
	保守点検費	50 t/日	9.4 千円/t	1,715 百万円 /10 年
自治体負担額				4,146 百万円 /10 年

3-3. 高効率コンバインドシステム システム I のコスト

高効率コンバインドシステム システム I（汎用ガスエンジン）のイニシャルコスト、ランニングコストについて、従来コンバインドシステムとの差額を表 5-3-6、5-3-7 に示す。システム I のコストは平成 31 年度の試験条件であるガス圧力を上げた条件で試算している。

CO₂ 分離膜設備のイニシャルコストには、CO₂ 分離膜装置本体以外にバイオガスの膜被毒成分を除去する高次脱硫装置、バイオガス加温・除湿装置他を含んでいる。

システム I（汎用ガスエンジン）では、平成 31 年度の実証試験結果から、当初の想定よりも膜エレメント本数が大幅に増加し、またバイオガス中の膜被毒成分を除去するための高次脱硫装置が追加されたことにより、従来コンバインドシステムと比較して、10 年間を対象としたライフサイクルコストは 1 億 360 万円/10 年の増額と、大幅にコスト増となった。

表 5-3-6 システム I（汎用ガスエンジン）のイニシャルコスト

項目		各量	係数	イニシャルコスト
増加分	CO ₂ 分離膜設備	— 式		79.4 百万円
	CO ₂ 分離膜設備交付金額		1/2	▲39.7 百万円
削減分	ガスエンジン発電機差額	— 式		▲30.0 百万円
	ガスエンジン発電機交付金額		1/2	15.0 百万円
自治体負担額				24.7 百万円

表 5-3-7 システム I (汎用ガスエンジン) のランニングコスト

項目		各量	係数	ランニングコスト
増加分	CO ₂ 分離膜設備 消費電力量	227 MWh/年	39 円/kWh	88.5 百万円 /10年
	CO ₂ 分離膜設備 メンテ費	— 式		149.0 百万円 /10年
削減分	ガスエンジン 売電量差額	329 MWh/年 ^{※1}	39 円/kWh	▲128.3 百万円 /10年
	ガスエンジン メンテ費差額			▲30.3 百万円 /10年 ^{※2}
自治体負担額				78.9 百万円 /10年

※1: 高効率コンバインド(汎用ガスエンジン)(2,500MWh/年)と従来コンバインド(2,171MWh/年)との差

※2: $(2,171\text{MWh/年} \times 6\text{円/kWh} - 2,500\text{MWh/年} \times 4\text{円/kWh}) \times 10\text{年}$

3-4.高効率コンバインドシステム システムⅡ、Ⅲのコスト

システムⅡ、Ⅲを適用した場合のイニシャルコストを表5-3-8、5-3-9に、ランニングコストを表5-3-10、5-3-11に示すが、試算根拠については平成30年度の報告書を参照されたい。

システムⅡでの10年間を対象としたコスト削減量は $10.0 + \blacktriangle 27.0 = \blacktriangle 17.0$ 百万円/10年となり、システムⅢでは $16.0 + \blacktriangle 35.2 = \blacktriangle 19.2$ 百万円/10年のコスト削減となる。

表 5-3-8 システムⅡのイニシャルコスト

項目		各量	係数	イニシャルコスト
増加分	CO ₂ 固定化設備	一式		20.0 百万円
	CO ₂ 固定化設備 交付金額		1/2	▲10.0 百万円
自治体負担額				10.0 百万円

表 5-3-9 システムⅢのイニシャルコスト

項目		各量	係数	イニシャルコスト
増加分	GE 排ガス 吹込み設備	一式		32.0 百万円
	GE 排ガス 吹込み設備 交付金額		1/2	16.0 百万円
自治体負担額				16.0 百万円

表 5-3-10 システムⅡのランニングコスト

項目		各量	係数	ランニングコスト
増加分	CO ₂ 分離膜設備 消費電力量	44 MWh/年	15 円/kWh	6.6 百万円 /10年
削減分	重金属固定化 薬剤削減額	11.2 ton/年	300 円/kg	▲33.6 百万円 /10年
自治体負担額				▲27.0 百万円 /10年

表 5-3-11 システムⅢのランニングコスト

項目		各量	係数	ランニングコスト
増加分	GE 排ガス 吹込み設備 消費電力量	44 MWh/年	15 円/kWh	6.6 百万円 /10年
削減分	既設 送風機類 消費電力量	141 MWh/年	15 円/kWh	▲21.2 百万円 /10年
	焼却炉 尿素水削減額	22.3 t/年	60 円/kg	▲13.4 百万円 /10年
	ガスエンジン 尿素水削減額	12.1 t/年	60 円/kg	▲7.3 百万円 /10年
自治体負担額				▲35.2 百万円 /10年

3-5.高効率コンバインドシステム システム全体のコスト

以上で試算した各システムのコスト削減効果をまとめると、図 5-3-1 のようになる。

高効率コンバインドシステム（汎用ガスエンジン適用）のコストが従来コンバインドシステムよりも増加しているが、これはシステム I のガス昇圧装置の消費電力増加に伴う売電収入の減少と、膜エレメント本数増加と高次脱硫装置追加に伴うコスト増加によるものである。

なお本システムが普及して CO₂ 分離膜エレメントが量産された場合、膜エレメントコストを本試算の 30%程度まで低減することが可能であり、この場合は単純焼却システムと比較して、高効率コンバインドシステム（汎用ガスエンジン適用）では 5 千 6 百万円/10 年のコスト削減が期待できる。

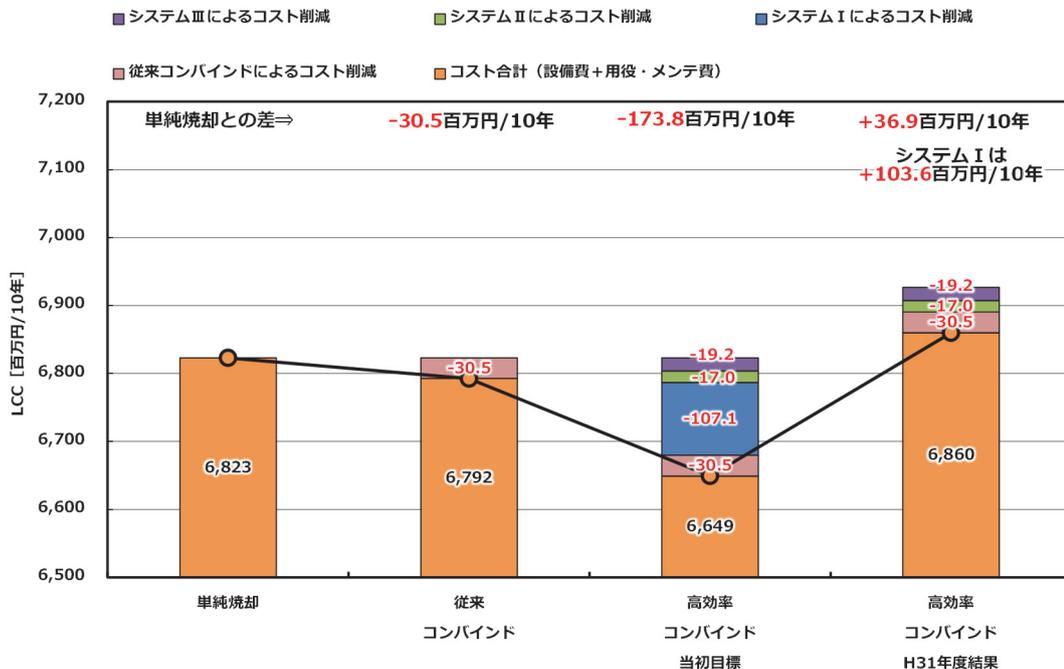


図 5-3-1 各システムのコスト試算結果

4. 高性能船用天然ガスエンジンの評価

高性能船用天然ガスエンジンの発電効率が実証試験では目標値に達しなかったことと、試験に用いたエンジン機種は 800kW 機をベースとした 400kW 仕様のガスエンジン発電機であり、今回の FS 条件の施設規模では部分負荷運転となり、発電効率が低下するために他のケースとの比較評価は行わなかった。

今回の実証試験 2 で得られた発電効率は 39%（着火用パイロット燃料油の熱量を考慮すると 38%）であるが、将来的にエンジン過給システムの改良や弁閉止タイミングの最適化等により+4%程度の発電効率の改善を目指している。図 5-4-1 に高性能ガスエンジンと他社製品の発電効率を示す。高性能ガスエンジンは既存の他社製品と比べて高い発電効率であるため、本エンジンを適用することによって CO₂ 排出量の削減と売電収入の増加によるコスト削減が期待できる。

一方、ガスエンジン発電機は部分負荷運転では発電効率が低下するため、本エンジンを定格負荷で運転できる施設規模について検討する。本エンジンの定格メタン消費量は、表 2-4-4 より 104m³N-CH₄/h となる。今回の FS 条件の施設規模（年間ごみ処理量 14,000ton）でのメタン発生量は表 5-1-1 より以下の通りとなる。

$$1,260\text{km}^3\text{N}/\text{年} \div 350 \text{ 日}/\text{年} \div 24\text{h}/\text{日} \times 52.5\%-\text{CH}_4 = 78.75\text{m}^3\text{N-CH}_4/\text{h}$$

したがって、本エンジンが定格負荷で運転できる施設規模は以下の通りとなる。

$$14,000\text{ton}/\text{年} \div 78.75\text{m}^3\text{N}/\text{h} \times 104\text{m}^3\text{N}/\text{h} \div 18,500\text{ton}/\text{年}$$

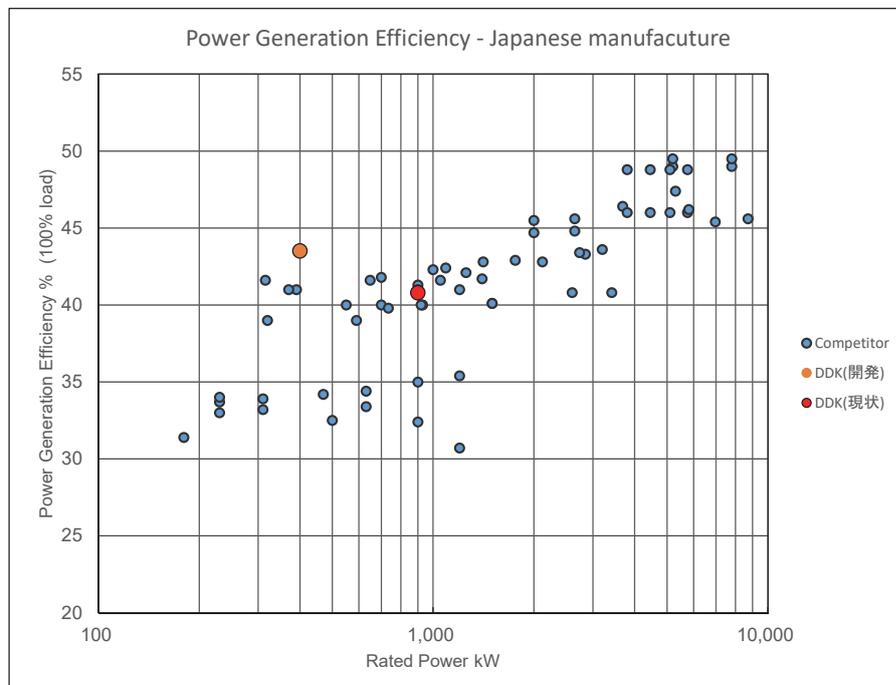


図 5-4-1 高性能船用天然ガスエンジンの発電効率

第6章 成果と課題

1. 成果と課題

平成 29 年度から 31 年度（一部を令和 2 年度に実施）の本事業における各提案システムの開発項目と目標に対する成果を示す。CO₂ とコスト削減量の値は年間ごみ処理量が 14,000 トンの場合の試算値である。

(1) CO₂ 分離膜を適用した高効率バイオガス発電システム（システム I）

ア) CO₂ 分離膜の最適運転条件の基礎試験、実証試験 1

目標：バイオガスを模擬した模擬ガスを用いた基礎試験と、南但広域行政事務組合のメタンガス化施設から発生する実際のバイオガスを用いた実証試験 1 を行い、CO₂ 分離膜システムの最適化を図る。

成果：基礎試験と実証試験の結果から分離膜の CO₂ 透過速度依存式を導出し、本依存式に基づいて実証試験装置の設計・製作を行った。実際のバイオガスを用いた実証試験の結果から、バイオガスのメタン濃度を目標の 90% とするための運転条件を確認した。また、バイオガス中に分離膜を被毒する成分が含まれていることを確認し、高次脱硫触媒を用いることで、膜被毒成分の除去が可能であることを確認した。

イ) 高性能ガスエンジンの実証試験 2

目標：八戸市東部終末処理場から発生する消化ガスを用いて CO₂ 分離膜でガスを精製し、高性能ガスエンジンの性能を確認する実証試験 2 を行い、実用化規模における CO₂ 分離膜システムの最適化を図る。

成果：明石市二見浄化センターでの予備試験において、予備試験の結果とシミュレーションによる計算値がほぼ同等であることが確認できた。また、八戸市東部終末処理場で実施した実証試験 2 において、高性能船用天然ガスエンジンの発電効率を確認した。

ウ) CO₂分離膜を適用した高効率バイオガス発電システムのフィージビリティスタ
ディ (FS)

目標：CO₂分離膜最適運転条件の基礎試験及び実証試験 1 および 2 の試験結
果を基に、本システムと従来システムの CO₂ 排出量及びコスト削減量
の比較を行う。

成果：従来のコンバインドシステムと比較して、本システムを導入した場合、
汎用ガスエンジンを適用した場合は、CO₂ 排出量の削減は可能であるが、
膜エレメント本数の増加と膜被毒成分除去のための高次脱硫装置の追
加によって、コストが大幅に増加する結果となったが、本システムが普
及して CO₂ 分離膜エレメントが量産された場合、膜エレメントコスト
が低減でき、コストメリットを得ることが期待できる。

[汎用ガスエンジン適用の場合] (従来コンバインドシステム比)

CO₂削減量 = ▲59t-CO₂/年、コスト削減量 = +103.6 百万円/10 年

課題：今回の評価・検証事業では、高性能船用天然ガスエンジンの発電効率は
目標値に達しなかったが、エンジン過給システムの改良や弁閉止タイ
ミングの最適化等により、発電効率の向上を図る必要がある。

(2) 分離回収した CO₂ の灰への固定化システム (システム II)

ア) 分離回収した CO₂ の灰への固定量の分析及び灰の重金属類溶出量の抑制効果の確認、FS

目標：灰の CO₂ 固定化試験を行い、灰の CO₂ 固定可能量の分析と、固定化処理後の灰の重金属類溶出量の分析と溶出挙動の確認を行う。また、試験結果を基に、本システムの CO₂ 排出量及びコスト削減効果の試算を行う。

成果：灰の CO₂ 固定可能量を分析し、システム I で分離回収した CO₂ 量の約 5% が固定化できることを確認した。また固定化処理後の飛灰の重金属類溶出量は、重金属固定化薬剤を添加しなくても埋立基準値以下となることを確認した。さらに鉛溶出量の pH 依存性試験の結果からも、CO₂ を固定化することで溶出量の抑制効果があることを確認した。

CO₂ 削減量 = ▲22t-CO₂/年、コスト削減量 = ▲17.0 百万円/10 年

イ) 分離回収した CO₂ を用いた重曹製造試験、FS

目標：システム I の実証試験で分離回収した CO₂ を用いて重曹を製造する試験を行い、その試験結果を基に、本システムの CO₂ 排出量及びコスト削減効果の試算を行う。

成果：重曹製造試験の結果、重曹の製造が可能であることが示唆された。製造した重曹を併設焼却炉の酸性ガス処理薬剤として消石灰の代替品として利用した場合、ランニングコストの削減効果は得ることができるが、重曹製造原料の苛性ソーダ製造に係る CO₂ 排出量により、本システムでは CO₂ の削減効果が得られないことを確認した。

CO₂ 削減量 = +19t-CO₂/年、ランニングコスト削減量 = ▲16.0 百万円/10 年
ただし、苛性ソーダの製造に再生可能エネルギーを用いることや、廃アルカリを使用することで CO₂ 削減効果を得ることができる。

ウ) 分離回収した CO₂ を用いたメタネーションシステムの検討、FS

目標：分離回収した CO₂ を利用してメタネーションにより合成 CH₄ を製造し、発電を行うシステムについて検討を行い、CO₂ 排出量及びコスト削減効果の試算を行う。

成果：再生可能エネルギーを用いて、メタネーションシステムで製造した合成メタンで発電を行うシステムを採算性のあるものとするための条件を明確にした。

CO₂ 削減量 = ▲1,148t-CO₂/年

(3) 併設焼却炉でのガスエンジン排ガスの有効利用システム（システムⅢ）

ア) 燃焼シミュレーション（数値解析）による排ガス性状の確認

目標：株式会社タクマが所有する小型実験炉へ、ガスエンジン排ガスを吹き込んだ場合の焼却排ガスの性状変化を、燃焼シミュレーションで評価し、従来燃焼方式や排ガス再循環システムとの比較を実施する。またガスエンジン排ガスの吹き込み方法による発生 NOx 量の影響を確認する。

成果：ガスエンジン排ガスを併設焼却炉へ吹き込んだ場合、排ガス再循環システムと同様に低空気比燃焼が可能であり、ガスエンジンと焼却炉排ガスの NOx を同時に低減できることが示された。また、小型実験炉ではガス吹き込みノズル 1 本で、吹き込み流速を速くした場合に NOx 低減効果が向上することが示された。

イ) 小型実験炉での実証試験による排ガス性状の確認

目標：小型実験炉にガスエンジン排ガスを模した燃焼排ガスを吹き込み、焼却排ガスの性状変化を分析し、前項で得られた燃焼シミュレーションの結果と併せて、従来燃焼方式や排ガス再循環システムとの比較を実施する。

成果：ガスエンジン排ガスの模擬ガスを小型実験炉へ吹き込んだ場合、燃焼シミュレーション結果と同様に低空気比燃焼が可能であり、模擬ガスと焼却炉排ガスの NOx を同時に低減できることが確認された。また模擬ガスの吹き込み流速を速くすることによって NOx 低減率が向上することを確認した。

ウ) ガスエンジン排ガスの有効利用システムの FS

目標：燃焼シミュレーションと小型実験炉での実証試験の結果を基に、本システムの CO₂ 排出量及びコスト削減量の比較を実施する。

成果：燃焼シミュレーションと小型実験炉での実証試験の結果、ガスエンジン排ガスを併設焼却炉へ吹き込んだ場合、排ガス再循環システムと同等の効果が得られることを確認した。

また、ガスエンジン排ガスの吹き込み流速を速くすることで NOx 低減効果が向上することが示されたが、吹き込み用のファン動力が増加するため、CO₂ 排出量とコストが増加する。FS の結果、ガスエンジン排ガスの吹き込み条件は平成 29 年度に実施した吹き込みが最も優れている。

CO₂ 削減量 = ▲56t-CO₂/年、コスト削減量 = ▲19.2 百万円/10 年

【参考文献】

- 1) 環境省：廃棄物処理技術情報、一般廃棄物調査結果、一般廃棄物の排出及び処理状況等（平成 18 年度版）
- 2) 環境省：廃棄物処理技術情報、一般廃棄物調査結果、一般廃棄物の排出及び処理状況等（平成 29 年度版）
- 3) 国立研究開発法人科学技術振興機構 低炭素社会戦略センター：CCS（二酸化炭素回収貯留）の概要と展望 -CO₂ 分離回収技術の評価と課題-（平成 28 年 3 月）
- 4) 国立研究開発法人科学技術振興機構 低炭素社会戦略センター：CCS（二酸化炭素回収貯留）の概要と展望（Vol.2） -膜による分離回収コスト及び貯留コストの評価と課題-（平成 29 年 3 月）
- 5) 環境省：平成 29 年度中小廃棄物処理施設における先導的廃棄物処理システム化等評価・検証事業、「CO₂ 分離膜を適用した次世代低炭素型高効率バイオガス発電システム及びコンバインドシステム」成果報告書（平成 30 年 3 月）
- 6) 環境省：平成 30 年度中小廃棄物処理施設における先導的廃棄物処理システム化等評価事業、「CO₂ 分離膜を適用した次世代低炭素型高効率バイオガス発電システム及びコンバインドシステム」成果報告書（平成 31 年 3 月）
- 7) 稲村正博、宮田年彦、永美敏正、畦崎敏敬、谷口早苗：含イオウ悪臭物質のガスクロマトグラフ分析に関する一考察、鳥取県衛生研究所報、第 21 号、pp.62-69(1981)
- 8) 酒井伸一、水谷聡：廃棄物の溶出試験に関する研究、廃棄物学会論文誌、Vol.6、No.6、pp.225-234、1995
- 9) 井上達也：化学分析における基礎技術の重要性（5）、THE CHEMICAL TIMES、2006 No.2、pp.15-21(2006)
- 10) NEDO：化学工業製品におけるトータル・エコバランスの分析手法に関する調査（II）、1995.3
- 11) NEDO：化学関連産業分野における CO₂ 対策技術評価法の調査、1992.3
- 12) 大阪瓦斯株式会社：「バイオガス購入要領」、平成 27 年 4 月 1 日改訂
- 13) 光島：水電解技術の現状と課題、水素エネルギーシステム Vol.36、No.1（2011）
- 14) 柴田善朗：我が国における Power to Gas の可能性、IEEJ、2015 年 12 月
- 15) 四阿秀雄、河野英樹、西山七郎、小沢敏朗：窒素酸化物の低減対策、清掃技報、第 9 号、pp.37-55（1984）
- 16) 劉安基、前田泰昭、池田有光、坂東博：ごみ焼却炉の燃焼改善による排ガス中の NO_x、CO の低減、大気環境学会誌、第 30 巻、第 6 号、pp.410-413(1995)
- 17) 基昭夫、占部武生、吉葉正行：低空気比燃焼による都市ごみ焼却炉燃焼室ボイラ水管の異常減肉、材料と環境、第 47 巻、pp.512-518(1998)

- 18) 安田憲二、大塚幸雄：都市ごみの焼却にともなう窒素酸化物の排出挙動、廃棄物学会論文誌、Vol.8、No.5、pp.217-224(1997)
- 19) 環境省環境再生・資源循環局廃棄物適正処理推進課：エネルギー回収型廃棄物処理施設整備マニュアル、平成 26 年 3 月、平成 30 年 3 月改訂
- 20) 環境省：「生ごみ等の 3R・処理に関する検討会」（第 6 回）、参考資料 表 2、（平成 18 年 3 月）
- 21) 環境省：「廃棄物系バイオマス利活用導入マニュアル」、表 6-5、pp.121、（平成 29 年 3 月）
- 22) 環境省：「廃棄物系バイオマス利活用導入マニュアル」、図 6-2、pp.121、（平成 29 年 3 月）
- 23) 環境省：「廃棄物系バイオマス利活用導入マニュアル」、図 6-3、pp.121、（平成 29 年 3 月）