平成 30 年度環境省委託業務

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

CO。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

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

<u>目 次</u>

要約	1
Abstract	6
第1章 事業概要	
1. 事業概要	
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	
2-2. 成果目標	14
2-3. 実施スケジュール	
3. 事業実施体制	
3-1. 事業実施体制	
3-2. 事業に係る検討会	
3-3. 平成 30 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	
4. システム概要	
	-) • •
第2章 システム1:CO ₂ 分離膜を適用した局効率バイオガス発電システ	Г <i>Д</i> 23
1. CO ₂ 分離膜を適用した高効率バイオガス発電システムの実証試験	
1-1. 平成 29 年度の成果概要	
1-2. 実証試験目的	
1-3. 実証試験方法	
1-4. 実証試験結果	
1-5. CO2分離膜の性能低下について	
2. バイオガス中膜被毒成分の影響調査	
2-1. バイオガス中微量成分分析	
2-2. CO ₂ 分離膜に対する塩化水素の影響確認試験	41
2-3. CO ₂ 分離膜に対する硫化ジメチルの影響確認試験	
2-4. 今後の予定	
3. CO ₂ 分離膜の最適運転条件の検討	
3-1. ガス圧力を昇圧した場合の必要膜分離モジュール本数の試算	
3-2. 今後の予定	

第3章 3	システムⅡ:分離回収した CO₂の有効利用システム	45
1. 分离	雅回収した CO2の利用用途についての調査	
1-1.	平成 29 年度の成果概要	
2. 分离	難回収した CO2の灰への固定化システム	
2.1	平成 29 年度の成果概要	
2.2	CO2固定化処理灰の重金属類溶出挙動	
3. 分离	推回収した CO2を用いた重曹の製造試験	56
3-1.	重曹製造試験	
3-2.	重曹製造システムの FS	
3-3.	まとめ	
4. 分离	難回収した CO2を用いたメタネーションシステムの検討	69
4-1.	メタネーション反応による合成メタンの製造	69
4-2.	システムの検討条件	70
4-3.	マスバランス・エネルギーバランス計算	72
4-4.	システムの CO2 排出量	74
4-5.	システムのコスト	74
4-6.	まとめ	76

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プ	テム77
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	
2.	燃炸	尭シミュレーション	79
	2-1.	目的	79
	2-2.	解析方法	79
	2-3.	解析結果	
	2-4.	結論	95
3.	小型	型実験炉での実証試験	95
	3-1.	試験目的	95
	3-2.	試験方法	96
	3-3.	試験結果	102
	3-4.	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	113
	3-5.	結論	113
4.	シン	ステムⅢの結論	114

第5章 谷	各システムの FS(CO2 排出量お	よびコスト試算)	115
1. 従习	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	116
2. 各注	ンステムの CO2 排出量の試算…		117
2-1.	単純焼却システムの CO ₂ 排出	量	117
2-2.	従来コンバインドシステムの	CO2排出量	118
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	119
2-4.	高効率コンバインドシステム	システム II の CO ₂ 排出量	120
2-5.	高効率コンバインドシステム	システムⅢのCO ₂ 排出量	121
2-6.	高効率コンバインドシステム	システム全体の CO2 排出量	124
3. 各 3	ンステムのコストの試算		125
3-1.	単純焼却システムのコスト		126
3-2.	従来コンバインドシステムの	コスト	127
3-3.	高効率コンバインドシステム	システムIのコスト	128
3-4.	高効率コンバインドシステム	システムⅡのコスト	129
3-5.	高効率コンバインドシステム	システムⅢのコスト	130
3-6.	高効率コンバインドシステム	システム全体のコスト	133
第6章 周	成果と課題		134
1. 成身	果と課題		134
2. 今往	後の予定		137

-	考文献	
	5 / 2 10 (

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28年度は12.81%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。

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、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(NOx)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の基礎データをラボ試験で確認し、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NOx 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、30年度の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。この依存式から、バイオガス中の CH4濃度を 90%まで高めるための、CO2分離膜の運転条件を決定した。
- (2) 基礎試験で得た結果から実証試験用の試験装置を製作し、実際のバイオガスで実証試験を行い、CO2分離膜の最適運転条件の再検討を行った。再検討した CO2分離膜の入口条件は以下の通りである。
 - ガス流量:15m³N-dry/h(設定条件)
 - CH₄ 濃度 : 52.5%-dry (設定条件)
 - CO₂ 濃度 : 47.5%-dry (設定条件)
 - ガス圧力 : 443kPa(A) (最適条件)
 - ガス温度 :110℃ (最適条件)
 - ガス湿度 : 70%Rh (最適条件)
 - ・ 膜面積
 :
 ・ に長モジュール2本
 (
 最適条件
)

【システムⅡ】

- 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 NOx 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 NOx 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 NOx 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) 50 トン/日(14,000 トン/年)の施設規模の場合、提案システムを適用すれば、 CO2排出量を従来の単純焼却システムよりも年間 986ton-CO2 削減できることが 試算された。
- (2) またライフサイクルコストは10年間で57百万円削減できることが試算された。

-			-	
項目		従来	高効率	
		コンバインド	コンバインド	
従来		C0 ₂ 排出量	▲849 t-CO ₂ /年	<i>←</i>
コンバインド		コスト	▲30.5 百万円/10 年	←
		C0 ₂ 排出量	_	▲59 t-CO ₂ /年
高効率コ		コスト	_	+9.7 百万円/10 年
	システムⅡ	C0 ₂ 排出量	_	▲22 t-CO ₂ /年
		コスト	_	▲17.0 百万円/10 年
シバイ	3.7 - / -	C0 ₂ 排出量	_	▲56 t-CO ₂ /年
1 ンド	システム皿 	コスト	_	▲19.2 百万円/10 年
	システム	C0 ₂ 排出量	▲849 t-CO ₂ /年	▲986 t-CO ₂ /年
	全体	コスト	▲30.5 百万円/10 年	▲57.1 百万円/10 年

表 1 各システムの CO, 排出量、コスト削減効果**

※表中の数値は単純焼却システムと比較した場合

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 12.81% in FY 2016. 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 (NOx) 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. In FY 2018, the verification test with real biogas was conducted to verify the applicability of CO2 separation membranes.

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 NOx 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 of FY 2017 and 2018 are summarized as follows:

[System I]

- (1) The CO2 permeation rate of the membranes was measured under each gas pressure, temperature, and humidity in the basic tests using a simulated gas, and the permeation rate dependence formula was derived. The operating conditions of the CO2 separation membranes for increasing the concentration of CH4 to 90% in the biogas were determined from the permeation rate dependence formula.
- (2) Based on the results obtained in the basic tests, the testing device for a verification test was fabricated. The verification test with real biogas was performed to reexamine the optimal operating conditions of the CO2 separation membrane. The operating conditions at the inlet of the CO2 separation membrane reexamined are as follows:
 - Gas flow rate : 15 m3N-dry/h (set conditions)
 - CH4 concentration : 52.5%-dry (set conditions)
 - CO2 concentration : 47.5%-dry (set conditions)
 - Gas pressure : 443 kPa (A) (optimal conditions)
 - Gas temperature : 110 degrees centigrade (optimal conditions)
 - Gas humidity : 70% RH (optimal conditions)
 - Area of membrane : Two membrane modules (optimal conditions)

[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 NOx 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 NOx 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 NOx generated was examined to determine optimal injection conditions.

[Entire system]

- (1) In the case of MSWIFs with a capacity of 50 t/day (14,000 t/year), it was estimated that the application of the suggested system could reduce CO2 emissions by 986 ton-CO2 more than conventional simple incineration system per year.
- (2) It was also estimated that the life cycle cost could be reduced by 57 million yen in ten years.

Item		em	Conventional combined	Highly efficient combined	
Conventional combined		CO2 emissions	▲849 t-CO2/year	←	
		Costs	▲ 30.5 million yen/10 years	←	
	System	CO2 emissions	_	▲59 t-CO2/year	
Hi	Ι	Costs	_	+9.7 million yen/10 years	
ghly-effici	System II	CO2 emissions	_	▲22 t-CO2/year	
		Costs	_	▲ 17.0 million yen/10 years	
ent co	System	CO2 emissions	_	▲56 t-CO2/year	
ombir	Ш	Costs	_	▲ 19.2 million yen/10 years	
ıed	Entire	CO2 emissions	▲ 849 t-CO2/year	▲986 t-CO2/year	
	system	Costs	▲ 30.5 million yen/10 years	▲ 57.1 million yen/10 years	

Table1 Reductions in CO2 emissions and costs in the systems*

*The values in the table are based on the comparison with conventional simple incineration system.

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28年度は12.81%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 現状のバイオガス発電システムフロー

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システム』の CO₂排出量や LCC について、従来システムとの 比較評価・検証を行った。

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、30年度に次に示す評価・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。

• 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 NOx 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
 - 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。

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) 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、NOx、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 NOx 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、NOx、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。

	項目	最終目標	平成 29 年度目標	平成 30 年度目標
シ	CO ₂ 分離膜の	従来のバイオガスの CH ₄ 濃度(50~	バイオガスの CH ₄ 濃度を 90%にまで向	平成 29 年度の基礎試験で得られた最
ステ	最適運転条件の確認	55%)をCO2分離膜で90%まで向上する。	上できる ${ m CO}_2$ 分離膜の最適運転条件を	適運転条件で、実際のバイオガスを用
Ĺ		耐用年数は5年を目標とする。	確認する。	いた実証試験を行い、結果の評価を行
				う。
	CO ₂ 分離膜の実証試験	CO ₂ 分離膜を適用してバイオガスのCH ₄	バイオガスの CH₄濃度を 90%まで向上	実際のバイオガスの CH₄濃度を 90%ま
		濃度を 90%にまで向上することで、従	できる ${ m CO}_2$ 分離膜、分離膜前後の各ガ	で向上できる ${ m CO}_2$ 分離膜の運転条件を
		来のバイオガス発電システムと比較	スの処理装置の仕様を確定し、実証試	確認する。
		して、	験に供する装置の製作を行う。	
		CO ₂ : 147t/年		
		コスト:106 百万円/10 年		
		の削減を目標とする		
		(50ton/日規模の場合)。		
シ	CO_2 の灰への固定化試験	CO ₂ を灰へ固定化することで(ごみ量	CO_2 の灰への固定化試験を完了し、ラ	灰の重金属類溶出量の挙動について、
ステ		換算で 5.3kg-CO ₂ /t-ごみ)、従来の焼	ボ試験における CO_2 固定可能量を確認	追加調査を行う。
Ь п		却システムと比較して、	する。	
—		CO ₂ : 74t/年	また固定化処理後の灰の重金属類溶	
		コスト:7百万円/10年	出量の分析を行い、重金属類溶出抑制	
		の削減を目標とする	効果を確認する。	
		(50ton/日規模の場合)。		

表 1-2-1 各システムにおける成果目標(1/2)

	項目	最終目標	平成 29 年度目標	平成 30 年度目標
シ	分離回収した CO2の有効利	_	CO ₂ 有効利用システムについて、関連	CO_2 分離膜で分離回収した CO_2 を用いて
ステ	用に関わる実証試験およ		技術に関する情報収集、検討を行う。	重曹を製造するシステムについて基
Ĺ п	び情報収集、検討			礎試験を行い、試験結果の評価を行
				う。
				CO ₂ 分離膜で分離回収したCO ₂ 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
				٥.
シ	ガスエンジン排ガスの焼	ガスエンジン排ガスを併設焼却炉内	ガスエンジン排ガスを併設焼却炉内	平成 29 年度で得たデータを基に、NOx
ステ	却炉への吹き込み試験	へ吹き込み、排ガス再循環システムと	へ吹き込んだ場合の NOx、排ガス量削	および排ガス量の更なる削減効果が
لم س		同等の NOx、排ガス量低減効果を得る	減効果を燃焼シミュレーション及び	得られる運転条件を燃焼シミュレー
		ことで、従来の焼却システムと比較し	小型実験炉での試験で確認する。	ション及び小型実験炉での試験で確
		τ.		認する。
		CO ₂ : 73t/年		
		コスト : 13 百万円/10 年		
		の削減を目標とする		
		(50ton/日規模の場合)。		

表 1-2-1 各システムにおける成果目標(2/2)

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。

	平成29年度	平成30年度	平成31年度
<u>システム I</u> 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	耐久性確認試験 ▶
<mark>システムⅡ</mark> 分離回収したCO₂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 メタネーション検討	
<mark>システムⅢ</mark> 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 ━━━━━━━	

表 1-2-2 事業実施スケジュール

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 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。

пρ	氏名の「所属・役職」		出席		
「			3/18		
細見 正明	国立大学法人東京農工大学大学院 教授	0	0		
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	0	0		
足立 武彦	南但広域行政事務組合 環境課 課長	0	0		
村上泰啓	南但広域行政事務組合 環境課 副課長	0	0		
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	0	0		
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 神戸研究所所長	0	0		
藤田 泰行	株式会社タクマ 技術開発部 部長	0	0		
工藤 隆行	株式会社タクマ 技術開発部 課長	_	0		
加藤 考太郎	株式会社タクマ 技術開発部開発課 副参事	0	0		
高橋 滋敏	株式会社タクマ 技術開発部開発課 課員	0	0		

表 1-3-1 検討会名簿

	開催日	開催場所	内容	
第1回	平成 31 年 1 月 28 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)	 事業内容紹介 実証試験装置踏査 事業実施内容経過報告 討議 	
第 2 回	平成 31 年 3 月 18 日	株式会社タクマ 東京支社 会議室	事業実施内容最終報告討議	

表 1-3-2 検討会開催実績

3-3.平成 30 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 30 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 30 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 30 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	平成 30 年 11 月 1 日	航空会館 201 会議室	環境省 日本環境衛生センター
平成 30 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 等に係る説明会	平成 31 年 3 月 19 日	TKP 新橋カンファレンスセンター ホール 1 A	環境省 廃棄物資源循環学会

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、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 NOx 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 H₂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。

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。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. CO,分離膜を適用した高効率バイオガス発電システムの実証試験

1-1. 平成 29 年度の成果概要³⁾

バイオガス発電システムの高効率化を目指して、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 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。

 CO_2 透過速度=A×exp(-B/T)×(P_{CO2})^C×(RH_F)^D×(RH_S)^E

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

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 であり充分な精度を有することを確認した。





実験値 mol/m²skPa 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

実験値 mol/m²skPa 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



実験値 mol/m²skPa 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 ロガス)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 150kPa(A)、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イープガスにスチームを流せないため、スイープガスを 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。

原料ガス 温度	CO ₂ 分離膜モジュール本数					
	1本	2 本	3本	4 本	5 本	
100°C	A	54.6	55.9	56.8	57.5	58.0
	В	54.1	55.3	56.1	56.8	57.4
	C	53.9	55.0	55.8	56.4	57.0
105°C	A	65.9	77.3	86.5	92.8	96.6
	В	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
	В	63.9	74.6	84. 1	91.8	96.8
	C	59.9	68.9	73.4	79.3	84.5
120°C	A	59.1	69.3	78.8	86.5	92.1
	В	60.0	69.6	78.6	86.5	92.8
	C	56.1	61.5	68.1	74.4	80.1

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

表 2-1-2 は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℃、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。

原料ガス	膜種	CO ₂ 分離膜モジュール本数				
湿度		1本	2 本	3本	4 本	5本
40 %Rh	Α	65.3	76.1	85.0	91.5	95.7
	В	63.9	74.4	83.8	91.4	96.5
	C	60. 1	67.0	73.5	79.3	84.4
70 %Rh	Α	64.8	75.8	84.8	91.5	95.7
	В	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
	В	62.5	73.4	83.3	91.2	96.5
	C	58.2	65.1	71.9	78.0	83.4

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

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。

モジュール当りの膜面積については、加圧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圧条件で行うため、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. 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 適用性を確認する。

1-3. 実証試験方法

(1) 実証試験サイト

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)で行い、同施設から発生するバイオガスの一部を実証試験装置に供給して試験を実施する。同施設の概略フローを図 2-1-8 に示す。実証試験ではガスエンジン発電機入口(硫化水素、微量有害物除去後)からバイオガスを引き抜き、実証試験装置に供給する。



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



図 2-1-8 メタンガス化コンバインドシステム概略フロー

(2) 実証試験装置フロー

実証試験装置の概略フローを図 2-1-9 に示す。実証試験では、南但広域行政事務組合のメタンガス化施設で発生するバイオガスの一部を引き抜き、ガス昇圧ブロワで必要圧力まで昇圧後、加湿・加温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 2-1-10 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。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、膜分離のドライビングフォースである 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。そのため、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 2-1-11~2-1-17 に各試験装置の写真を示す。



図 2-1-9 実証試験装置概略フロー



図 2-1-10 CO₂分離膜ユニットの概念図



図 2-1-11 実証試験装置全景



図 2-1-13 CO2分離膜ユニット



図 2-1-15 加温装置 2



図 2-1-17 蒸気ボイラ



図 2-1-12 加温 1·加湿装置



図 2-1-14 除湿装置



図 2-1-16 ガスエンジン発電機、 制御盤
1-4. 実証試験結果

図 2-1-18 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 2-1-18 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 8m³N/h 以下では 85%以上の 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、CO₂ 分離装置出口 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、供給側の膜分離のドラ イビングフォースである CO₂ 分圧が高くなるためである。

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た。またそのための条件も明確化することができた。ま た、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おり、3-1.項で必要膜面積 (膜分離モジュール本数)の試算結果を示す。 図 2-1-19 に平成 29 年度の基礎試験結果から算出した CO₂分離膜の膜面積と精 製ガスの CH₄ 濃度の関係を示す

原料ガス流量 15m³N/h、温度 110℃の場合、90%以上の CH₄ 濃度が得られる計 算結果となっていたが、実証試験では 90%以上の CH₄ 濃度が得られるのは原料ガ ス流量 5m³N/h 以下の場合であった。これは前述のように、モジュール効率と原料 ガス条件の低圧化に伴う、1本当たりのモジュールの有効膜面積の減少の影響であ る。また前述のように実用化段階では、より効率の高い加圧条件を採用できる。 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。



図 2-1-19 基礎試験結果から算出した膜面積と精製ガス CH4 濃度の関係

表 2-1-3 にガスエンジン発電機運転データの一例を、図 2-1-20 に発電機運転時の写真を示す。

ガスエンジン発電機の発電量が定格(25kW)の20%弱と少ないため、発電効率 (定格時33.0%)は13.3~13.7%と低くなっているが、安定した発電を行うことが できた。

項目			運転データ		
原	流量	m³N∕h	6.98	7.05	
ガフ	圧力	kPa(A)	172	171	
	CH₄ 濃度	%-dry	51.2	51.4	
	水分	%-wet	0.6	0.6	
精制	流量	m³N−dry/h	4.13	4.19	
- ズ ガ - フ	CH₄ 濃度	%-dry	87.1	87.0	
	水分	%-wet	1.2	1.2	
	CH₄流量	m³N−CH₄/h	3.56	3.60	
	発熱量	k₩	35.3	35.7	
	発電量	k₩	4.7	4.9	
	発電効率	%	13.3	13.7	

表 2-1-3 ガスエンジン発電機運転データ



図 2-1-20 ガスエンジン発電機 (運転時)

1-5. CO₂分離膜の性能低下について

図 2-1-21 に実証試験データ(原料ガス流量、原料ガス圧力、精製ガス CH₄ 濃度、 分離膜累積通ガス時間)の経時変化を示す。また、試験データから算出した CO₂ 分離膜の CO₂ 透過速度の経時変化を図 2-1-22 (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。CO₂ 透過速度は下記の式より算出した。

CO2透過速度[mol/m² sec kPa]

$$= (Qi_{CO2} - Qo_{CO2}) \times 10^{3} [NL/m^{3}N] \div 22.4 [NL/mol] \div 3600 [sec/h] \\ \div A \div \{(Pfi_{CO2} - Pfo_{CO2})/2 - (Pso_{CO2} - Psi_{CO2})/2\}$$

- Qi_CO2 : 原料ガス CO2 流量 [m³N/h] =原料ガス流量 [m³N-dry/h] ×CO2 濃度 [%-dry] Qo_CO2 : 精製ガス CO2 流量 [m³N/h]
 - =精製ガス流量 [m³N-dry/h] ×CO2 濃度 [%-dry]
- A : CO₂分離膜面積 [m²]
- Pfi_CO2 : 原料ガス CO2 分圧 [kPa(A)] = 原料ガス圧力[kPa(A)]×原料ガス CO2 濃度[%-dry]
- Pfo_CO2 : 精製ガス CO2 分圧 [kPa(A)] =精製ガス圧力[kPa(A)]×精製ガス CO2 濃度[%-dry]
- Psi_CO2 : 膜透過側入口 CO2分圧 [kPa(A)] =スイープガス圧力[kPa(A)]×スイープガス入口 CO2濃度[%-dry] =0 [kPa(A)]
- Pso_CO2 : 膜透過側出口 CO2分圧 [kPa(A)] =スイープガス圧力[kPa(A)]×スイープガス出口 CO2濃度[%-dry] =101.3[kPa(A)]×スイープガス出口 CO2濃度[%-dry]



図 2-1-21 実証試験データの経時変化



図 2-1-22 CO₂透過速度の経時変化

試験当初と比較して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。膜モジュールを一旦取り出して確認した ところ、スイープガス入口と原料ガス出口をシールする O-リングが損傷していた。 O-リングの破損により、CO₂ 膜分離モジュールに流すスイープガスがモジュール の原料側に流れ込むことで、モジュール透過側に供給されるスイープガス量が減 少し、スイープガスによる透過側の CO₂ 分圧低下効果が弱まり、CO₂ 透過速度が 低下した。

9月27日にO-リングの損傷対策を実施し、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た。本実証試験で使用 した CO₂分離膜は「促進輸送膜」と呼ばれる膜であり、CO₂と選択的・可逆的に 反応する「CO₂キャリア」を膜中に含有する膜である(図1-4-2参照)。CO₂と CO₂ キャリアは原料側(加圧側)で反応し、CO₂と CO₂キャリアの錯体が膜中を拡散 し、透過側で CO₂が放散される。膜被毒成分の影響により、CO₂と CO₂キャリア の反応速度が低下し、CO₂ 透過速度が低下した可能性があると考えた。次節でバ イオガス中微量成分の影響について調査した結果を示す。

2. バイオガス中膜被毒成分の影響調査

実際のバイオガスを用いた実証試験で、CO₂透過性能の低下が見られた。その 原因としてバイオガスに含まれる膜被毒成分の影響である可能性が高いと考えら れる。そこで、バイオガスの微量成分を分析するとともに、膜被毒成分を添加し た模擬ガスや、実際のバイオガスを図 2-1-1 に示した CO₂分離膜性能評価装置の平 膜に供給し、膜被毒成分が CO₂透過性能に及ぼす影響を確認する。

2-1. バイオガス中微量成分分析

表 2-2-1 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バイオガス(実 証試験装置入口、脱硫、微量有害物除去後)をサンプリングして微量成分を分析 した結果である。濃度変動はあるものの、CO₂分離膜に対して有害な硫化水素(H₂S) や二酸化硫黄(SO₂)と比較して、高濃度の塩化水素(HCI)と硫化ジメチル(DMS) が検出されている。なお、アンモニア(NH₃)と有機成分の方がそれらの濃度より も高濃度であるが、膜中の成分との反応性がないため、膜の CO₂透過性能には影響しない。

		H29	H29	H29	H30	H30	H30	H30
送 (米取日		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
S0 ₂	ppm	<0.1	N. D.	<0.1	0.19	0. 027	<0.01	<0.01
NH ₃	ppm	<1	—	<1	_	<1	_	<0.1
HCI	ppm	0.4	—	0.4	_	<0.1	<0.01	<0.03
CI ₂	ppm	<0.1	_	<0.1	_	<0.1	_	_
DMS ^{× 1}	ppm	_	-	_	_	—	_	0.41
有機成分 ^{※2}	mg/m³	_	_	_	_	—	_	69

表 2-2-1 バイオガス微量成分分析結果

※1:DMS=硫化ジメチル、(CH₃)₂S

※2: 有機成分はトルエン換算(アセトン、2-ブタノン、シクロヘキサン、リモネン 等が検出) DMS は CO₂ 分離膜に有害な H₂S や SO₂ と同様に硫黄化合物であり、DMS の濃 度変動について調査を行った。DMS の濃度変化を図 2-2-1 に示す。

実証試験装置に供給するバイオガスは、図 2-1-8 に示したように、メタンガス 化施設のメタン発酵槽出口ガス中に含まれるガスエンジン発電機の運転に影響を 与える物質を除去した後のものであり、脱硫装置で H₂S を、微量有害物除去装置 でシロキサン等を除去している。脱硫剤や微量有害物除去剤(活性炭)は定期的 に交換しており、ガスエンジン発電機の運転に影響がないように管理されている。

微量有害物除去装置(活性炭吸着塔)を切り替えた直後は、実証試験装置入口 ガス中の DMS は定量下限値未満となっており、微量有害物質除去装置で DMS が 除去されているが、切り替えてから2週間後には検出されるようになっており、 CO₂分離膜に影響を与える可能性がある濃度にまで上昇している。なお、2月7日 の分析結果でメタン発酵槽出口と実証試験装置入口(微量有害物質除去装置出口) の DMS 濃度が逆転しているが、図 2-1-8 に示したように微量有害物質除去装置の 上流にガス貯留槽が設置されており、このバッファ効果によるものと思われる。



図 2-2-1 硫化ジメチル (DMS) の濃度変化

2-2. CO2分離膜に対する塩化水素の影響確認試験

CO₂分離膜の HCl に対する影響を確認するため、バイオガスを模擬した模擬ガスに HCl を添加し、図 2-1-1 に示した CO₂分離膜性能評価装置の平膜に供給して CO₂透過速度の変化を測定した。試験条件は下記の通りである。

供給ガス HCl 濃度 : 0.4ppm ٠ 供給ガス流量 : 100ml/min (dry-base) • 供給ガス圧力 : 150kPa(A) 透過側圧力 : 大気圧 透過側ガス :スイープガスとしてスチームを供給 : 110°C 試験温度 試験湿度 : 70%Rh •

試験結果を図 2-2-2 に示す。CO2 透過速度は初期性能と比較して、250 時間経過 時点で半分程度まで低下しており、HCl が CO2 透過性能に影響を及ぼすことが確認された。



2-3. CO2分離膜に対する硫化ジメチルの影響確認試験

CO₂分離膜の DMS に対する影響を確認するため、HCI に対する影響確認試験と 同様に試験を行う予定としている。ただし、供給するガスは模擬ガスとはせずに、 実際のバイオガスを用いた試験とする。これはバイオガスに含まれる硫黄化合物 が DMS 以外に存在する可能性があるためである。

DMS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⁴⁾、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。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、全硫黄化 合物の定性・定量が行えているか等、今後検討を実施して分析を行う予定として いる。

2-4. 今後の予定

実際のバイオガスを用いた実証試験で、CO₂分離を被毒する成分がバイオガス に含まれていることが判明した。今後はバイオガス中の膜被毒成分について詳細 に分析を行い、膜被毒成分に対する CO₂分離膜の影響を確認するとともに、膜被 毒成分を除去する方法の検討を行う予定としている。

3. CO₂分離膜の最適運転条件の検討

今年度に実施した実証試験は、常圧型エンジンを想定していたため、昇圧エネ ルギーの制約から原料ガス圧力を 150kPa(A)程度まで昇圧して CO₂ 膜分離ユニッ トに供給した。膜分離においては、原料ガス圧力が高いほど膜分離のドライビン グフォースである CO₂ 分圧差が大きくなるため、CO₂ の透過流量は増大する。ま た、実用化システムで採用するガスエンジン機種を調査し、実用化段階ではより 効率の高い加圧条件を採用できることが分かった。

そこで、本検討では CO₂分離膜面積の低減を目的として、実証試験で得られた 結果を基に、加圧型ガスエンジンに搭載されているガス昇圧機の能力を考慮し 443kPa(A)と 300kPa(A)に昇圧した 2 つのケースで必要な膜分離モジュール本数を 試算した。

3-1. ガス圧力を昇圧した場合の必要膜分離モジュール本数の試算

膜分離モジュール本数を試算するにあたり、シミュレーターに組み込む下記依存式のパラメーターA について、実証試験の結果のフィードバックを行ってフィ ッティングした。フィッティングの方法は、A の値を変えてシミュレーションを 行い、シミュレーションの出力値である精製ガスの CH4 濃度が、実証試験で得ら れた CH4 濃度と一致するまで繰り返し、A を決定するという方法である。B、C、 D、E の値は、平成 29 年度の基礎実験で得た値を用いた。

 CO_2 透過速度=A×exp(-B/T)×(P_{CO2})^C×(RH_F)^D×(RH_S)^E

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

精製ガスの CH₄ 濃度が 90%となるための必要膜分離モジュール本数の試算結果 を表 2-3-1 に示す。なお、膜モジュール 1 本あたりの面積は、ガスを昇圧した条件 とするために水素用膜モジュールと同じ膜面積としている。また、原料ガスは実 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。

当初のガス圧力 151kPa(A)の条件と比較して、ガス圧力を上げることによって 大幅に膜モジュール本数を削減できることが分かった。5章で検討する FS は条件 Aのケースで試算を行った。

		現状	条件 A	条件 B
	kPa(A)	151	441	301
原料リス圧リ	kPa (G)	50	340	200
膜モジュール本数	本	11	2	4

表 2-3-1 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

3-2. 今後の予定

原料ガスの圧力を上げることで CO₂分離膜の必要面積を大幅に削減できること が分かった。来年度は継続して膜被毒成分の影響確認試験を行い、また膜被毒成 分の除去試験を行って、本システムの再検討を実施する。

再検討システムの CO₂ 排出量とコスト削減効果の FS を行い、有効性のあるシ ステムに合わせて、南但広域行政事務組合に設置している実証試験装置の改造を 行い、CO₂ 分離膜の性能と最適運転条件を確認する予定である。

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 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

1-1. 平成 29 年度の成果概要³⁾

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
化	1	尿素	・ 2NH ₃ +CO ₂ → CO(NH ₂) ₂ +H ₂ O、圧力:15~25MPa、温度:180~200°C
成品			 インド、マレーシアで商用プラント(三菱重工業)
製造			・ 尿素国内生産量:45 万トン、輸入量:35 万トン(2006)
	2	メタノール	・ CO ₂ +3H ₂ →CH ₃ OH+H ₂ 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
	3	エタノール	• 2CO_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
	4	重曹	• CO_2 + NaOH \rightarrow NaHCO ₃ \downarrow
			• 製造した重曹をごみ処理施設内で利用できる
	5	ポリカーボネート	 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
	6	PEF 原料	 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
	$\overline{\mathcal{O}}$	ポリクラトン	 ブタジェンと CO₂の重合で製造
			• 自動車やスマートフォン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	日	用途	内容
燃	8	CO+H ₂	 CH₄+CO₂→2CO+2H₂ (ドライリフォーミング)
料			 カーボンコ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	・ $CO_2 + 4H_2 \rightarrow CH_4 + 2H_2O$ (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	・ 発電所などから排出された CO_2 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 CO_2 が最も商用で利用されている用途
農	1	藻類、トマト	• 清掃工場排ガスから化学吸収法で分離回収した CO ₂ 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
苿			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

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、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. 平成 29 年度の成果概要³⁾

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 固定量の試験結果を示す。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、以下のようになる。

主灰:14,000t/年×8%-主灰	X×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壌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 解したものと考える。

(4) まとめ

平成29年度の基礎試験結果は下記の通りである。

- 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。

平成 30 年度は CO₂の灰への固定化システムにおいて、鉛の溶出挙動について 追加調査を行った。

2-2. CO₂固定化処理灰の重金属類溶出挙動

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 ⁵⁾を行った。

(1) pH 依存性試験について

pH 依存性試験とは、廃棄物が pH の異なる様々な溶媒に接触した場合の溶出量 を測定し、溶出量と pH の関連性を把握するための試験である。最終処分場に埋め 立てられた廃棄物の重金属類溶出量に最も影響する環境因子は、pH の変化と考え られるため、当該試験は最終処分場などにおける廃棄物からの重金属類溶出量の 長期的な安定性の評価に用いられている。飛灰等を中心とした最終処分場では、 アルカリ性の浸出水に接触する可能性が高い。一方、酸性雨などの影響で酸性の 水に接触する可能性もある。このため、溶出液の pH を 5~12 程度まで変動させ、 その範囲の pH における重金属類の溶出量を測定して評価を行う。

今回実施した pH 依存性試験では、アルカリ性側の調整には苛性ソーダ、酸性 側の調整には硝酸をそれぞれ用いた。試料 30g と溶媒 300mL(溶出液が所定の pH 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 1.0µm 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(0.005mg/L)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(0.005mg/L)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キレート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 もキレート剤の添加量を削減する効果がある。

3. 分離回収した CO2を用いた重曹の製造試験

システム I で分離回収した CO₂の利用用途として、平成 29 年度で灰への固定 化を検討したが、CO₂固定可能な量が CO₂回収量と比較して約 5%と少ないことが 判明した。灰への固定化以外で CO₂固定量を増加させるための技術を検討する目 的で、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。

2NaOH + CO₂ → Na₂CO₃(溶解) Na₂CO₃ + CO₂ + H₂O → 2NaHCO₃↓(沈殿)

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℃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、3mol/L×84g/mol=252g/L=25.2g/100ml 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、溶解度を超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を含むスイープガスの 排気を分岐して真空ポンプ(DA120S、ULVAC)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、フロート式流量計(RK1650-10A1、KOFLOK)で測定し流 量調整した。インピンジャに充填した苛性ソーダ水溶液を恒温槽(WBX-90、 ASONE)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(WN-K-5、SHINAGAWA)で積算 流量を測定した。試験条件を表 3-3-1 に示す。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

項目	条件		
苛性ソーダ水溶液濃度	3mol/L		
苛性ソーダ水溶液温度	RUN1 60°C RUN2 55°C RUN3 50°C		
苛性ソーダ水溶液充填量	200ml (苛性ソーダ:0.6mol)		
CO₂ガス流量	1.0L/min		
CO₂ガス温度	常温		

表 3-3-1 重曹試験条件

(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。



試験開始直後



沈殿物

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 ロと出口の 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え 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 3-3-2 に示す。分析は二段階滴定法(ワルダー法⁶⁾)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。

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

表 3-3-2 沈殿物とろ液の分析結果

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。

 $2NaHCO_3 + Q = Na_2CO_3 + H_2O + CO_2$

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、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。 試験で得られた沈殿物の重量を表 3-3-3 に、試験における物質収支を表 3-3-4 に 示す。

項目	RUN1	RUN2	RUN3	
試験終了時沈殿物 ^{※1}	g-dry	2.46	8.07	10.94
ろ液冷却後沈殿物 ^{※2}	g-dry	13.54	10.78	7.74
合計重量	g-dry	16.00	18.85	18.68

表 3-3-3 沈殿物の重量

※1:試験終了時(液温は試験温度)に析出している沈殿物の重量

※2:ろ液を常温(20℃)まで冷却した後に析出した沈殿物の重量

成分	条件等	重量	
苛性ソーダ	3mol/L	24g	
ж	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
	RUN1 (液温 60℃)	16.0g	31.7%
重曹 (試験での回収量 ^{*)}	RUN2 (液温 55℃)	18.9g	37.5%
	RUN3 (液温 50℃)	18.7g	37.1%

表 3-3-4 重曹製造試験時の物質収支

※試験での回収量(表 3-3-4)は全量重曹として計算

表 3-3-4 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 3-3-5 に示す。

項目	条件	ŧ	
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	m³N−dry/h
バイオガス CH₄濃		52.5	%-dry
	バイオガス CO₂濃度	47.5	%-dry
C0 ₂ 分離膜装置	分離性能(選択率)	999	$\rm CO_2/CH_4$
	精製ガス CH ₄ 濃度	90.0	%-dry
	CO ₂ 回収率	87.7	%
	C0 ₂ 回収量	62.5	m³N∕h

表 3-3-5 重曹製造システムの FS 試算条件

(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 3-3-5 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[m³N/h]/22.4[m³N/kmol]×44[kg-CO₂/kmol]×24[h/日]×350[日/年]/1,000[kg/t]

=1,031[t-CO₂/年]

となる。この量の CO2 を用いて製造できる重曹は

1,031[t-CO₂/年]/44[kg-CO₂/kmol]×84[kg-NaHCO₃/kmol]

=1,969[t-NaHCO₃/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 3-3-6 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

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

×84 [kg-NaHCO₃/kmol] ×24 [h/日] ×238 [日/年] /1,000 [kg/t] ×1.2

=95.6 [t-NaHCO₃/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 [t-NaHCO₃/年]÷84[kg-NaHCO₃/kmol]×40[kg-NaOH/kmol]=45.5[kg-NaOH/年]

項目		条件		
処理能力		50	t/日	
稼働日数		238	日/年	
排ガス量		12,000	m³N−dry/h	
ᇓᄲᅶᄀᅆᆂ	HCI	300→30	ppm	
酸性ガス味去	S0x	50→30	ppm	
重曹当量比		1.2		

表 3-3-6 重曹の酸性ガス除去薬剤使用条件

(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 3-3-7 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

	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	HCI	300→30	ppm		
		SOx	50→30	ppm		
	 消石灰当量比		1.5			
			1.2			
CO ₂ 分離膜装置	C0 ₂ 回収量		62.5	m³N∕h		
	C0 ₂ 利用率		4.9	%		
重曹製造装置	消費電力		1.0	k₩ ^{% 1}		
CO₂排出係数	苛性ソーダ		0.56	$t-CO_{2}/t^{7}$		
	 重曹		0.1	$t-CO_{2}/t^{7}$		
	消石灰		0. 092	$t-CO_2/t^{8)}$		
	電力		0. 579	t-CO ₂ /MWh		

表 3-3-7 CO₂ 排出量の試算条件

※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 3-3-7 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、従来の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

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

×74 [kg-Ca(OH)₂/kmol] ×24 [h/日] ×238 [日/年] /1,000 [kg/t] ×1.5

=105.3 [t-Ca(OH)₂/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 3-3-8 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。

項目			各量		CO ₂ 排出量		
消石灰	増加分	a-1	苛性ソーダ使用量	45.5	t/年	+ 25. 5	t -C0 ₂ /年
		a-2	消費電力量	5.71	MWh/年	+ 3. 31	t -C0 ₂ /年
使 用	削減分	b-1	購入消石灰量	105.3	t/年	▲9.69	t -C0 ₂ /年
					合計	+19.1	t -C0 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 -C0 ₂ /年
		a-2	消費電力量	5.71	MWh/年	+ 3. 31	t -C0 ₂ /年
	削減分	b-2	購入重曹量	95.6	t/年	▲9.56	t -C0 ₂ /年
		b-3	購入重曹 CO ₂ 排出量	50.1	t/年	▲ 50. 1	t -C0 ₂ /年
					合計	▲ 30. 8	t -C0 ₂ /年

表 3-3-8 重曹製造システムの CO₂ 排出量

※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 3-3-9 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。

項目		単価		各量		C0 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

表 3-3-9 重曹製造システムの CO₂ 排出量

※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、単純焼却年数を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 CO_2 と水素 (H_2) から合成メタン (CH_4) を生成する反応である。

 $CO_2 + 4H_2 \rightarrow CH_4 + 2H_2O$

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³⁾、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りつつあり、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⁹⁾、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. 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 CO₂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(図中の記号は表 3-4-2 の項目に対応する)。バイオガスから CO₂分離 膜設備で収した CO₂ 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¹⁰⁾。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 CO₂を CO₂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 CO₂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。

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	m³N−dry/h
	バイオガス CH₄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	%
C0 ₂ 分離膜装置	分離性能(選択率)	999	$\rm CO_2/CH_4$
	精製ガス CH ₄ 濃度	90.0	%-dry
	CO ₂ 回収率	87.7	%
	C0 ₂ 回収量	62.5	m³N/h
メタネーション設備	製造原単位 ^{※1}	16.35	$kWh/m^{3}N-CH_{4}^{11)}$
	設備費 ^{※2}	234	万円/(m ³ N-CH ₄ /h) ¹¹⁾
	年間運転管理費		設備費の 4% ¹¹⁾

表 3-4-1 メタネーションシステム FS 試算条件

※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. 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、試算根拠を表 3-4-2 に示す。

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。このことからも、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

	;	数值			
年間ごみ処理量				14,000	ton/年
メタン	バイオガス	1	ガス流量	150.0	m³N/h
ガス化施設			CH ₄ 濃度	52.5	%
			CO ₂ 濃度	47.5	%
			CH ₄ 流量	78.75	m³N/h
			C0 ₂ 流量	71.25	m³N/h
C0 ₂	C0 ₂ 分離膜		選択率	999	$\rm CO_2/CH_4$
分離膜設備			CO2回収率	87.7	%
	精製ガス	2	ガス流量	87.44	m³N/h
			CH ₄ 濃度	90.0	%
			C0 ₂ 濃度	10.0	%
			CH ₄ 流量	78.69	m³N/h
			C0 ₂ 流量	8.75	m³N/h
	回収 CO2	3	ガス流量	62.56	m³N/h
			CH ₄ 濃度	0.1	%
			C02濃度	99.9	%
			CH₄流量	0.06	m³N/h
			C0 ₂ 流量	62.50	m³N/h
メタネーション	水素	4	ガス流量	250.00	m³N/h
設備	合成メタン	5	ガス流量	62.50	m³N/h
			CH ₄ 濃度	100.0	%
			製造原単位	16.35	kWh/m³N-CH4
		(a)	製造エネルギー	1,022	kW
ガス発電機			発電効率	38.0	%
			CH₄低位発熱量	35.80	MJ/m ³ N
		(b)	精製ガス熱量	2, 187	MJ/h
		(c)	合成 CH ₄ 熱量	2, 238	MJ/h
		(d)	精製ガス発電量	297	kW
		(e)	合成 CH ₄ 発電量	236	kW
			合計発電量	533	kW

表 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

※項目欄の記号は図 3-4-1 中に記載した項目

4-4. 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 3-4-3 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。

	項目	各	量	C0 ₂ 排出量		
描加公	合成 CH₄ 製造電力	0	kW	±0	t-C0 ₂ /年	
「「」」」	合成 CH₄由来エンジン排ガス	62.5	m³N∕h	+1,031	t-C0 ₂ /年	
当社人	分離回収 CO ₂	62.5	m³N∕h	▲1,031	t-C0 ₂ /年	
削减力	合成 CH₄由来発電量	236	kW	▲1,148	t-C0 ₂ /年	
			合計	▲1,148	t-C0 ₂ /年	

表 3-4-3 メタネーションシステムの CO₂ 排出量

※電力の CO₂ 排出係数=0.579t-CO₂/MWh

4-5. システムのコスト

(1) 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 3-4-4 に稼働率によるイニシャルコストを示す。

設備稼働率	%	10	20	50	80
合成メタン量(平均)	m³N∕h	62.5	Ļ	Ļ	\leftarrow
合成メタン量(運転時)	m³N∕h	625.0	312.5	125	78.1
設備費	百万円	1, 463	731	293	183

表 3-4-4 メタネーション設備のイニシャルコスト

(2) ライフサイクルコスト

合成メタン 1m³N 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 (16.35kWh/m³N-CH₄)、設備費 (234 万円
 /(m³N-CH₄/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[kWh/m³N-CH₄]×余剰再生可能電力単価[円/kWh] イニシャルコスト分

234[万円/(m³N-CH₄/h)]÷稼働率[%]÷24[h/目]÷365[日/年]÷20[年]

運転管理費分

234[万円/(m³N-CH₄/h)]÷稼働率[%]÷24[h/目]÷365[日/年]×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 1m³N 当たりの発電量は、

35.8[MJ/m³N-CH₄]÷3.6[MJ/kWh]×発電効率[%]

であり、発電効率を 38%とすると 3.78kWh/m³N-CH₄ 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円/kWh×3.78kWh/m³N-CH₄=147円 /m³N-CH₄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。

4-6. 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 NOx 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 NOx 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 NOx 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 NOx 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 NOx 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、炉内を撹 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 NOx 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 NOx 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、NOx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 NOx 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 NOx が低減し、EGR と同程度の NOx 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 NOx 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。なお、 システムの FS については第5章で報告するので、本章では省略する。

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¹²⁾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		
NOv	① 排ガス再循環法 (EGR)	③ 湿式吸収法		
NUX に減ナけ	② 燃焼制御法	④ 無触媒脱硝法		
仏 滅力法	(低酸素燃焼、炉内水噴霧)	⑤ 触媒脱硝法		

さらなる NOx 低減のためには、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 になら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¹³⁾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は可能であるが、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)¹⁴⁾も生 じる恐れがあることから、空気比は平成 29 年度と同一とした(数値は後述)。

2. 燃焼シミュレーション

2-1. 目的

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、NOx、CO、O₂ など)について、平成 29 年度に得られた結果をもとに、

① NOx 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当社所有 の小型実験炉で行うため(詳細は4章2節)、小型実験炉の炉形状を用いた。

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"ANSYS CFX"を使用し、 計算モデル等の条件は表 4-2-1 とした。NOx 生成・消滅計算には、前述の解析ソ フトに搭載されている NOx モデルを用い, NOx 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 (NOx 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、NOx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NOxの7~8割は燃料中に含まれるN 由来の"Fuel-NOx"と言われており¹²⁾、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NOx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。

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)

表 4-2-1 計算モデル

(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 NOx 低減効果を比較するために、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。

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 4-2-2 に示す。

	項目	単位	性状					
	水分	%-wet	50.6					
	灰分	%-dry	9.1					
然 科 成 力	可燃分		00.0					
	(揮発分+固定炭素)	‰−ury	90. 9					
	C	%-dry	50.16					
	Н	%-dry	7.09					
丁牌八卡八	0	%-dry	32.18					
可燃方成方	N	%-dry	0.84					
	S	%-dry	0.04					
	CI	%-dry	0.58					
但	氐位発熱量	MJ/kg-wet	9.37					
理論	补燃焼空気 量	m ³ N/kg-wet	2.62					

表 4-2-2 燃焼シミュレーションに用いた燃料 (RDF) 性状

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 4-2-3 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)。

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
空贫	気温度	C°	20℃(常温)	20℃(常温)	20℃(常温)
炉出口	排ガス量	m³N-wet∕h	1700	1600	1600
吹込みガス量		m³N-wet∕h	—	140	185 ^{**} 2
吹込み:	ガス割合 ^{※3}	%	—	9.0	12.0
吹込み	ガス温度	C°	—	140	300
	02	%-dry	—	8.5	12.0
吹込	C0 ₂	%-dry	—	10.9	5.9
ガス N ₂		%-dry		80.6	82.1
性状 H ₂ 0		%-wet	—	44.8	7.3
	NOx	ppm-dry ^{%4}		50	250

表 4-2-3 燃焼シミュレーションにおけるガス条件

※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

※4:02=12%換算值

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は以下の通りである。

- GE 排ガス吹込み条件の一次空気比および全空気比は、EGR と同一(0.81 および 1.32) とした。
- 併設焼却炉へ吹込む GE 排ガス量は、施設規模 50 トン/日クラスのコン バインドシステムにおける GE 排ガス量と焼却炉排ガス量の比率から 計算した。
- GE 排ガスの吹込みガス温度は、文献調査¹⁵⁾⁻¹⁷⁾とメーカヒアリングから 得られたガスエンジン出口の GE 排ガス温度と、ガスエンジンから併設 焼却炉までの放熱計算から算出した。

- GE 排ガスの性状は、文献調査¹⁵⁾⁻¹⁷⁾とメーカへのヒアリングから、ガス エンジンの空気比を 2.2 のもとでの燃焼排ガス性状とした。ガスエンジンの燃料は、小型実験炉での実証試験において GE 排ガスの模擬ガス作 成に使用した LPG とした。
- GE 排ガス中の NOx 濃度は、文献調査¹⁵⁾⁻¹⁷⁾とメーカへのヒアリングから、脱硝設備無しで排出される場合の最大値とした(大気汚染防止法に定めるガス機関の排出基準)。
- ③ ガス吹込み条件

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 4-2-1 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 NOx 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 4-2-1 燃焼シミュレーションの空気吹込み位置と評価断面

前述の目的(さらなる NOx 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 4-2-4、図 4-2-2 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。

			ケース								
	ノズル	0	1-1	1-2	2-1	2-2	3	4	5*		
	本数 (本)	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)		

表 4-2-4 各ケースの吹込み条件

※: 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 4-2-2 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 NOx 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 NOx 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。

NOx 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 NOx 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 NOx 濃度の評価では、絶対値ではなく、相対的な視点で行 った。

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 4-2-5 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 4-2-1)。

귬ㅁ	出店	従来				EGR							GE 排ガ	ス吹込み			
項日	甲亚	燃焼	0	1	2-1	2-2	3	4	5	0	1-1	1-2	2-1	2-2	3	4	5
吹込み	m / a		40	20	FO	70	25	40	38	40	20	2.0	FC	70	41	40	40
流速 ^{*1}	m/s		43	30	59	19	30	40	(25)	48	20	32	20	79	41	42	(25)
NOx	ppm	165	56	71	60	60	70	77	70	0.5	0.2	0.6	70	0.2	0.0	0.0	0.2
濃度	-dry	105	50	/1	09	09	73	11	12	90	90	90	/0	03	90	90	00
CO	ppm	1	4	1	2	0	1	0	0	0	1	1	E	0	1	1	1
濃度	-dry	I	4	I	3	Z	I	2	Z	2	I		5	ŏ			I
02	%	0	F	F	F	F	F	5	F	F	F	5	F	5	F	F	F
濃度	-dry	0	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
排ガス	m ³ N /h	1700	1600	1600	1600	1600	1600	1600	1600	1600	1600	1600	1600	1600	1600	1600	1600
皇里	111°N/11	1700	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000
温度	°C	890	880	890	860	870	880	890	900	850	900	880	850	840	890	890	910

表 4-2-5 燃焼シミュレーション結果

※1:表中括弧内の値は異径ノズルの吹込み流速である。

(1) NOx 濃度

図 4-2-3 に炉中心断面における NOx 分布を示す。濃度は青<緑<黄<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 NOx 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 NOx 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 NOx 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 NOx 濃度と O₂濃度と排ガス温度が EGR の方が低く、NOx 低減効果が強 まったものと推察される。



図 4-2-3 炉中心断面における NOx 分布

図 4-2-4 にケースごとの NOx 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。



(2) CO 濃度

図 4-2-5 に炉中心断面における CO の分布を示す。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 4-2-5 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 であり、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 4-2-5 炉中心断面における CO 分布

(3) O2 濃度

図 4-2-6 に炉中心断面における O₂分布を示す。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が形成されたことにより、還元ガスの発生が促進され、 NOx 低減につながったと考えられる。

(4) 排ガス流量

排ガス流量は従来燃焼で 1700m³N/h、EGR と GE 排ガス吹込みで 1600m³N/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統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 に倣っているので、さらなる排ガス量の削減は見込めない。



図 4-2-6 炉中心断面における O₂分布

(5) 温度

図 4-2-7 に炉中心断面における温度分布を示す。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撹拌さ 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 4-2-7 炉中心断面の温度分布

2-4. 結論

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 NOx 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 NOx 低減効果があるとの結果を得た。

そこで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 NOx 低減効果がより大きかったケース2の条件で試験を行うこととした。

3. 小型実験炉での実証試験

3-1. 試験目的

平成 29 年度の結果から、GE 排ガスの併設焼却炉内への吹込みが、排ガス再循環システム(EGR)と同様の効果により、

- 焼却炉および GE 排ガス中の NOx を同時に脱硝することを可能にし、脱硝薬 剤使用量の削減につながること
- 低空気比燃焼が可能となり、排ガス量が低減され、誘引通風機などの通風設備
 における消費電力を低減できること

が示されている。

平成 30 年度の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 NOx 低減が得られる 可能性が示された。

実証試験では上記の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、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。

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 4-3-1 に示す。RDF は同 じメーカ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 4-2-2 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。後述する従来燃焼 1、模擬ガス (ケー ス 2-1)、EGR (ケース 2-1) では RDF①を,従来燃焼 2、模擬ガス (ケース 2-2) では RDF②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。

項目		出 (六	試	料	ᆋᇢᆂᅻ	
		甲位	RDF(1)	RDF2	前里力法	
.LAL	-14 / \	0/	40 E	45 0	JIS Z7302-3(1999)	
燃料	小分	%-wet	42.0	45.0	と計算による	
成分	灰分	%-dry	8.7	6.5	JIS Z7302-4(2009)	
,	揮発分	%-dry	82.0	84. 1	JIS M8812(2006)-7	
	C	%-dry	49.9	51.0	JIS Z7302-8(2002)	
	Н	%-dry	7.0	7.3	JIS Z7302-8(2002)	
	0	%-dry	32.9	33.4	計算による	
	N	%-dry	1.1	1.3	JIS Z7302-8(2002)	
可燃	全硫黄	%-dry	0.1	0.1	JIS Z7302-7(2002)	
成	(•S)					
分	燃焼性硫黄	%-dry	0.1	0.1	JIS Z7302-7(2002)	
	(B • S)					
	全塩素	%-dry	0.8	0.7	JIS Z7302-6(1999)	
	(T • CI)					
	燃焼性塩素	%-dry	0.5	0.7	JIS Z7302-6(1999)	
	$(B \cdot CI)$					
高	位発熱量	MJ/kg-dry	20.8	21.8	JIS Z7302-2(2009)	
低化	立発熱量 [※]	MJ/kg-wet	10.9	10.9	-	
理論	燃焼空気量	m ³ N/kg-wet	3.0	3.0	-	

表 4-3-1 RDF 性状

※高位発熱量(乾ベース)-25×(9×水素割合(乾ベース)+含水率(%))の計算値

(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 4-3-2 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 4-3-1 と図 4-3-2 に示す熱風発生 炉型 NOx 発生装置を用いて、以下に示す方法により燃焼シミュレーションで設定 した模擬ガスの O2 濃度、NOx 濃度、温度、ガス量となるように調整した(各設定 根拠は第4章 2-2-(2)②も参照)。

-т <u>т</u> та	н	举法	模擬ガス	GE 排ガス				
у П		中位	(LPG)	$(CH_4 = 90\% - dry)$				
	02	%-dry	12.0	12.0				
በ ተጉጉ ነ	C0 ₂	%-dry	5.9	5.5				
吹込み	N ₂	%-dry	82.1	82.5				
刀入住扒	H ₂ 0	%-wet	7.3	9.2				
	NOx	ppm-dry ^{%1}	250	250				
吹込みガス温度 ^{※2}		C°	300	300				
吹込み打	非ガス量	m³N-wet/h	185	185				

表 4-3-2 模擬ガスと GE 排ガスの性状

※1:02=12%換算值

※2: 吹込み位置における温度



図 4-3-1 熱風発生炉型 NOx 発生装置概略フロー



図 4-3-2 熱風発生炉型 NOx 発生装置外観

① 模擬ガス中 O₂濃度

熱風発生炉型 NOx 発生装置出口で LPG 燃焼ガス中の O₂ 濃度を測定し,目標 濃度(12%-dry)となるように希釈空気を添加した。

目標濃度設定根拠

- 文献調査、メーカヒアリングより、ガスエンジンの燃焼空気比が 2.2 程度である。
- CO₂分離膜を適用した場合のバイオガス中の CH₄ 濃度が 90%である。
- 上記条件で得られる燃焼排ガスは O₂=12%-dry となる。
- 2 模擬ガス中 NOx 濃度

O₂濃度と同様に、LPG 燃焼ガス中の NOx 濃度を測定し、目標濃度(250ppm、 O₂=12%換算値)となるように燃焼空気量を調整した。さらに、熱風発生炉型 NOx 発生装置のバーナー火炎中に NH₃を投入し、目標濃度となるよう調整し た。平成 29 年度に、模擬ガスに含まれる残留 NH₃の手分析を行った結果、1ppm 未満であり、模擬ガス吹込みによる NOx 低減に影響がないことを確認済みで ある(平成 29 年度報告書 p.87 参照)。

目標濃度設定根拠

 文献調査、メーカヒアリングより得た、GE 排ガス(脱硝設備無し)の 最大値とした。 ③ 模擬ガス量

LPG 燃焼量を計画値に調整することにより、目標ガス量(185m³N/h)を得た。 模擬ガス量設定根拠

- 施設規模 50 トン/日クラスのコンバインドシステムにおけるガスエンジン排ガス量と焼却炉排ガス量の比率から小型実験炉の排ガス量に乗じて求めた計算値とした。
- ④ 模擬ガス温度

吹込みノズル近傍の LPG 燃焼ガスの温度を測定し,目標温度(300℃)となるように、伝熱管を介して燃焼ガスを冷却した(図 4-3-1)。

- 目標温度設定根拠
- 文献調査とメーカヒアリングより得た GE 排ガス (廃熱回収後)の平均 値は 400℃である。
- 実機規模におけるガスエンジンから併設焼却炉までのガスダクトでの放
 熱計算を実施した。(計算条件:ダクト長 50m,ダクト表面温度 70℃以下)
- 放熱計算より、併設焼却炉入口での排ガス温度を 300℃とした。

(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 4-3-3 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。

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		m³N-wet∕h	—	140	185
吹込みガス		_	_	0. 04	0. 12
換算空気比 ^{※2}					
吹込みガス温度		°C	—	140	300
吹込みガ ス組成	02	%−dry	—	8.5 ^{**3}	12.0
	C0 ₂	%−dry	—	10. 9 ^{**} 3	5.9
	H ₂ 0	%-wet	—	44. 8 ^{×3}	7.3
	NOx	ppm-dry ^{%4}	—	50 ^{**3}	250
	N ₂	%-dry	—	Other	Other

表 4-3-3 試験条件

※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

= { 吹込みガス量 × 吹込みガス中 02 濃度 (%-dry) ÷ 21 } ÷ 理論空気量

- ※3: 既存の運転データを参考にしシミュレーションで用いた数値
- ※4: 02=12%換算値

(4) 試験装置

図 4-3-3 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 4-3-3 中※1)と二次燃焼室の前壁・後壁(図 4-3-3 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 NOx 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 4-3-3 試験装置フロー

(5) 測定項目

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、実証試験で炉出ロガス中の O₂ 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 出ロガス中の NOx 濃度、CO濃度および炉出口 O₂濃度を分析した。そして BF 出ロガス中の NOx、 CO、O₂ 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の傾向となるの かを調べ評価を行った。測定項目は炉出ロガス中の O₂濃度と BF 出ロガス中の NOx 濃度、CO 濃度、二次燃焼室出ロガス温度であり、図 4-3-3 に示した場所が測定箇 所である。

BF 出口ガス中の NOx は NOx-O₂分析計 (NOA7000、島津製作所)、CO は CO-CO₂ 分析計 (CGT7000、島津製作所)、炉出口ガス中の O₂ 濃度は O₂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。

3-3. 試験結果

(1) トレンドデータ

図 4-3-4 から図 4-3-8 に各測定項目のトレンドデータ(経時変化)を示す。(a) は BF 出口 NOx 濃度(O₂=12%換算値)、CO 濃度(O₂=12%換算値)、炉出口 O₂ 濃 度の瞬時値の経時変化であり、(b)は二次燃焼室出口温度、炉出口温度、BF 出口 排ガス量の瞬時値の経時変化である。トレンドデータで短時間に測定値が急激に 変化しているデータは、分析計の校正などによるものであり、燃焼排ガスの性状 を示したものではない。

炉出口の O₂ 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が変動したの で、炉出口の O₂ 濃度の測定値も変動した。そのため、炉出口の O₂ 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。

なお、前述のように試験に使用した RDF の性状は、従来燃焼 1・模擬ガス(ケース 2-1)・EGR (ケース 2) では表 4-3-1 に示した RDF①を使用し、従来燃焼 2・ 模擬ガス (ケース 2-2) では RDF②である。



(b) 二次燃焼室出口温度、炉出口温度、BF出口排ガス量の瞬時値の経時変化 図 4-3-4 トレンドデータ1



(b) 二次燃焼室出口温度、炉出口温度、BF出口排ガス量の瞬時値の経時変化 図 4-3-5 トレンドデータ 2


(b) 二次燃焼室出口温度、炉出口温度、BF出口排ガス量の瞬時値の経時変化 図 4-3-6 トレンドデータ 3



(b) 二次燃焼室出口温度、炉出口温度、BF出口排ガス量の瞬時値の経時変化 図 4-3-7 トレンドデータ 4



(b) 二次燃焼室出口温度、炉出口温度、BF出口排ガス量の瞬時値の経時変化 図 4-3-8 トレンドデータ 5

図 4-3-9に模擬ガスのトレンドを示す。(a)はケース 2-1、(b)はケース 2-2 である。 NH₃の供給量は手動調整なので模擬ガス中の NOx 濃度に変動がみられたが、模擬 ガスの組成が表 4-3-3 に示した値とほぼ一致しているので図 4-3-7 および図 4-3-8 で示した区間を評価データとして用いることに問題がないと判断した。



図 4-3-9 トレンドデータ 5

表 4-3-4 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平成 29 年 度の結果とともに示す。

			従来燃焼		E	GR	4	漠擬ガス吹込み	٢
項目	単位	1	2	平成 29 年度	ケース 2-1	平成 29 年度 (ケース 0)	ケース 2-1	ケース 2-2	平成 29 年度 (ケース 0)
吹込み流速	m/s	_	—	—	59	43	56	79	48
使用燃料	—	RDF ①	RDF2	※ 1	RDF(1)	※ 1	RDF(1)	RDF2	※ 1
BF 出口 N0x 濃度 ^{※2}	ppm-dry	94	106	89	69	54	64	58	55
BF 出口 C0 濃度 ^{※2}	ppm-dry	15	1	9	14	9	14	0	0
炉出口 0 ₂ 濃度	%-dry	7	7	7	5	5	5	5	5
排ガス 流量	m³N-wet/h	3300	3500	3000	2800	2700	3000	3000	2700
二次燃焼室 出口温度 平均値	°C	1060	910	940	1000	960	1020	910	1000

表 4-3-4 測定項目の平均値

※1:平成 29 年度報告書 p. 75 参照

※2:0₂₌12%換算値

BF 出口の NOx 濃度の平均値は、従来燃焼 1 で 94ppm-dry、従来燃焼 2 で 106ppm-dry であった。EGR (ケース 2-1) では 69ppm-dry であり、模擬ガス吹込み では、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。平成 29 年度の結果と同様に、模擬ガス吹込みが EGR と同様に NOx 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。

(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でも 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 4-3-4 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¹²⁾、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 4-3-10 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 4-3-10 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 O_2 =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り、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。

NOx 低減率(%) =
$$\frac{(C_0 - C)}{C_0} \times 100$$
 … (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 4-3-11(a)に EGR における吹込み流速と NOx 低減率の関係を、図 4-3-11(b)に GE 排ガス(模擬ガス)における吹込み流速と NOx 低減率の関係を平成 29 年度の 結果とともに示す。



(a)EGR(b)GE 排ガス(模擬ガス)吹込み図 4-3-11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撹拌と還元ガスの巻き込みが関与していると考 えられ、吹込み流速が炉内撹拌を、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 4-3-12 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 4-3-12 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撹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ので、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。

3-4. 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-NOx を考慮して NOx 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 4-3-13 に吹込み流速と燃焼シミュレーションの結果を示す。



図 4-3-13 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 NOx 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。

3-5. 結論

小型実験炉における模擬ガス吹込みの実証試験から、GE 排ガスの吹込みにおい て吹込み流速向上によってさらなる NOx 低減効果があることがわかった。

4. システムⅢの結論

平成 30 年度では、平成 29 年度の運転条件をもとに、ガスエンジン排ガスを焼 却炉に吹込んだ場合にさらに NOx 濃度と排ガス量を低減させる運転条件を見出す ことを目的とし燃焼シミュレーションと実証試験を行い、以下の結論を得た。

- ガスエンジン排ガスの吹込み流速を速くすることにより、さらなる NOx 低減
 効果を得られる
- CO発生量の増加などの問題が考えられるので、排ガス量のさらなる削減のために空気比を低減させることは困難である。

また平成 29 年度と平成 30 年度の結果から、ガスエンジン排ガスを焼却炉内に 吹込み、EGR と同様の効果によりガスエンジン排ガスと焼却炉の排ガス中の NOx を同時に低減すること、低空気比燃焼により排ガス量を削減し消費電力を低減さ せることの両方が可能であることが示された。

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)。



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。

熱利用率[kWh/t-ごみ]= バイオガス利用熱量 × 0.46(※1) 投入ごみ量

= <u>バイオガス利用量 [m³N-CH₄濃度</u> 50%換算/年] ×17.9[MJ/m³N](※2)×0.46÷3.6[MJ/kWh] 投入ごみ量[t-ごみ/年]

- 1,260,000[m³N/年]×52.5/50.0[-]×17.9[MJ/m³N]×0.46÷3.6[MJ/kWh] 7,000[t-ごみ/年]
- = 432[kWh/t-ごみ]
- ※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

		=			
		項目		従来 単純焼却	従来 コンバインド
庆 	1	搬入ごみ量	t/年	14,000	←
廃		ごみ中プラ割合	%	15.0	←
処理施設		施設処理能力	t/日	50	←
	8	焼却ごみ量	t/年	14,000	11,900
焼却施設		施設稼働日数	日/年	280	238
		施設処理能力	t/日	50	←
	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
メタンガス化	6	発酵残渣量	t/年	—	4,900
施設	\bigcirc	バイオガス量	km³N∕年	–	1,260
		バイオガス CH₄ 濃度	%	-	52.5
		施設稼働日数	日/年	—	350
		施設処理能力	+/年	_	20
		(発酵槽入口)	L/ 44	—	20

表 5-1-1 各システムの CO, 排出量、コスト試算条件

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。

		1 1 = 2 = 1		
項目 各量		C0 ₂ 排出係数	C0 ₂ 排出量	
増	プラ焼却	2,100 t/年	2.77 t-C0 ₂ /t	5,817 t-CO ₂ /年
加分	焼却施設 消費電力量	2,883 MWh/年	0.579 t-CO ₂ /MWh	1,669 t-C0 ₂ /年
			合計	7,486 t-C0 ₂ /年

表 5-2-1 単純焼却システムの CO₂ 排出量

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。

バイオガス量[m³N/年]×バイオガス CH₄ 濃度[%]/50[%]×17.9[MJ/m³N]÷3.6[MJ/kWh] ×発電効率[%]÷1,000[kWh/MWh]

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。

項目		各量		C0 ₂ 排出係数		C0 ₂ 排出量	
	プラ焼却	2, 100	t/年	2.77	$t-CO_2/t$	5, 817	t-C0 ₂ /年
増 加 分	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-C0 ₂ /年

表 5-2-2 従来バイオシステムの CO₂ 排出量

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 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 排出量は第 2 章 3-1 で検討した条件 A で試算している。

バイオガスの昇圧は従来コンバインドでは 3kPa 程度であるが、システム I では 340kPa(441kPa(A)) 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、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 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。

項目		各量		C0 ₂ 排出係数		C0 ₂ 排出量	
増加分	プラ焼却	2, 100	t/年	2.77	$t-CO_2/t$	5, 817	t-C0 ₂ /年
	焼却施設 消費電力量	2,479	MWh/年	0.579	t-CO ₂ /MWh	1, 435	t-C0 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-C0 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

表 5-2-3 システム Iの CO₂ 排出量

2-4. 高効率コンバインドシステム システムⅡの CO2 排出量

システムIIについては、分離回収した CO₂の灰への固定化するシステム、CO₂を用いた重曹製造システム、CO₂を用いたメタネーションシステムについて評価 を行った。

重曹製造システムについては、分離回収した CO₂から製造した重曹を、併設焼 却炉で酸性ガス除去薬剤として一般に使用されている消石灰の代替品として使用 した場合、5章 3-2 で試算したようにコスト削減効果があるものの、CO₂排出量が 増加する試算となったため、システムⅡの試算には含めないものとする。

またメタネーションシステムは、5章4-4、4-5で試算を行っているが、CO₂排 出量は年間1,148トンの削減効果があるが、コストに関してはメタネーション設備 の稼働率と再生可能電力の調達価格に大きく影響され、これらが不確定であるた め、システムⅡの試算には含めないものとする。

従ってシステム II の CO₂ 排出量は、平成 29 年度に実施した灰への固定化システムの試算値を用いた。高効率コンバインドシステムのシステム II を適用した場合の CO₂ 排出量を表 5-2-4 に示す。

CO₂固定化設備(CO₂通気ファン、混練機)の消費電力を 7.7kW と見込み、施設の稼働日数 238 日/年を乗じて求めた。主灰と飛灰の CO₂固定量は 3 章 2-1 に示した値である。表 5-2-2、5-2-4 より、システム II の CO₂ 排出量は、従来コンバインドシステムと比較して年間 22 トン削減される。

項目		各量		C0₂排出係数		C0 ₂ 排出量	
增 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	主灰 C0 ₂ 固定量					▲ 32. 0	t-CO ₂ /年
減 分	飛灰 C0 ₂ 固定量					▲15.5	t-CO ₂ /年
					合計	▲ 22. 0	t-CO ₂ /年

表 5-2-4 システム Ⅱの CO₂ 排出量

2-5. 高効率コンバインドシステム システムⅢの CO2 排出量

システムⅢでは、第4章で検討を行った GE 排ガスの吹込み流速(ケース0:V =48m/s、ケース2-2:V=79m/s)に加え、高効率コンバインドシステムのもとで併 設焼却炉に EGR システムを導入したケース(平成29年度の結果:吹込み流速 V =43m/s)を比較対象としてそれぞれ評価を行った。検討対象システムフローの詳 細を図5-2-1に示す。



各検討対象システムの特徴を以下に示す。

【従来コンバインド】

併設焼却炉とガスエンジンのそれぞれに脱硝設備を備え、それぞれで排ガス
 中に含まれる窒素酸化物(NOx)の処理(以下、脱硝)を行う

【高効率コンバインド (システムⅢ)】

- GE 排ガスを併設焼却炉に吹込みにより GE 排ガス中の NOx と併設焼却炉由 来の NOx を同時低減可能となり、併設焼却炉の脱硝設備を省略できる
- ガスエンジンに脱硝設備を備えるが、運転は併設焼却炉休炉中のみと限定的

【高効率コンバインド(EGR+バイオ)】

- 併設焼却炉に EGR システムを適用することにより併設焼却炉由来の NOx を 低減するので、併設焼却炉の脱硝設備を省略できる
- GE 排ガスは単独で脱硝を行う

以降では、高効率コンバインド(システムⅢ)の吹込み流速 V=48m/s をシス テムⅢ (ケース 0)、高効率コンバインド(システムⅢ)の吹込み流速 V=79m/s をシステムⅢ (ケース 2-2)、高効率コンバインド(EGR+バイオ)を EGR と表記 する。 高効率コンバインドシステムのシステムⅢを適用した場合および EGR を適用 した場合の CO₂ 排出量を表 5-2-5~表 5-2-7 にそれぞれ示す。

システムⅢとEGR では、それぞれ併設焼却炉内に排ガスを吹込むためのファン 追加が必要となり、CO2排出量増加となる。システムⅢ(ケース 0)ではファンの 消費電力を 7.7kW と見込んだ。システムⅢ(ケース 2-2)では、吹込み流速の増加 に伴い圧力損失も増加することから、ファンの消費電力を 13kW と見込んだ。EGR では、吹込みガス量がシステムⅢよりも少なくなることから、ファンの消費電力 を 5.3kW と見込んだ。

その一方で、併設焼却炉において低空気比燃焼がなされるので、排ガス量が削減され、従来燃焼方式と比べて通風設備の消費電力が低減し、CO₂排出量削減につながる。システムIIIでは通風設備の消費電力低減量を24.6kwと見込んだ。EGRでは、システムIIIと比べて排ガス量が少ないので、誘引通風機などの消費電力がシステムIIIよりも低下することを考慮し、通風設備の消費電力低減量を25.5kwと見込んだ。

それぞれの消費電力に施設の稼働日数238日/年を乗じることにより電力量を求め、さらに CO₂排出係数を乗じ CO₂排出量を算出した。システムⅢ(ケース 0)では、従来コンバインドシステムと比較して年間 56トンの CO₂排出量が削減される。また EGR の方がシステムⅢより CO₂排出量の削減効果は大きかった。

システムⅢを適用した場合の CO₂排出量は、システムⅢ(ケース 0)の方がシ ステムⅢ(ケース 2-2)よりも CO₂排出量の削減効果が大きかったので、ケース 0 のデータを用いて各システム全体の評価を行った。

項目		各量		CO₂排出係数		C0 ₂ 排出量	
增 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-C0 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-C0 ₂ /年

表 5-2-5 システムⅢ (ケース 0)の CO₂ 排出量

表 5-2-6 システムⅢ (ケース 2-2)の CO₂ 排出量

項目		各量		C0 ₂ ‡	非出係数	C0 ₂ 排出量	
増 加 分	GE 排ガス 昇圧ファン 消費電力量	74	MWh/年	0.579	t-CO ₂ /MWh	42.8	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	▲ 38. 8	t-C0 ₂ /年

表 5-2-7 EGR の CO₂ 排出量

項目		各量		CO₂排出係数		CO₂排出量	
増 加 分	排ガス再循環 用ファン 消費電力量	30	MWh/年	0.579	t-CO ₂ /MWh	17.5	t-CO ₂ /年
削 減 分	既設 送風機類 消費電力量	146	MWh/年	0.579	t-CO ₂ /MWh	▲ 84. 5	t-CO ₂ /年
					合計	▲ 67. 0	t-CO ₂ /年

2-6. 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 5-2-2 の ようになる。高効率コンバインドシステムの 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 5-2-2 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、メーカからのヒアリングの結果より、発電量あたりの単価をバイオガス専 用エンジンは6円/kWh、汎用都市ガスエンジンは4円/kWhとした。

	TE D		従来	従来	高効率					
	現 日		単純焼却	コンハ゛イント゛	コンハ゛イント゛					
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	<i>←</i>	←					
	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	<i>←</i>	←					
	重金属固定化薬剤費	円/kg	300	<i>←</i>	←					
	尿素水費	円/kg	60	÷	÷					
メタンガス	建設 ^{単価²³⁾}	 百万円/t-ごみ/日	_	49.67	→					
化施設	ガスエンジン保守点検費	円/kWh	_	6	4					

表 5-3-1 各システムのコスト試算条件

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。

	項目 各量		係数		イニシャルコスト		
	焼却施設 建設費	50 t	/日	71.65	百万円/t/日	3, 582	百万円
増 加 分	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 5-3-2 単純焼却システムのイニシャルコスト

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。

項目		各量	係数		イニシャルコスト	
	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)
増加	焼却施設 交付金額		1/2		▲1,433	百万円
分	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 5-3-4 従来コンバインドシステムのイニシャルコスト

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 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 のコストは第2章 3-1 で検討した条件 A で試算している。

CO₂分離膜設備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 昇圧装置、バイオガスの膜被毒成分を除去する装置、バイオガス加温・除湿装置 を含んでいる。

システム I の 10 年間を対象としたライフサイクルコストは、従来コンバインド システムと比較して 9.7 百万円/10 年増額となるが、差は僅かであり、ほぼ同程度 のコストと考える。

	項目	各量	係数	イニシャルコスト
増加	C0 ₂ 分離膜 設備	— 式		47.4 百万円
分	C0 ₂ 分離膜 設備交付金額		1/2	▲23.7 百万円
削	ガスエンジン 発電機差額	一 式		▲30.0 百万円
減分	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	8.7 百万円

表 5-3-6 システム [のイニシャルコスト

表 5-3-7 システム I のランニングコスト

項目		各量		係数		イニシャルコスト	
増加	C0 ₂ 分離膜設備 消費電力量	227	MWh/年	39	円/kWh	88.5	百万円 /10 年
分	C0 ₂ 分離膜設備 メンテ費	_	式			71.0	百万円 /10 年
削	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
減分	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	1.0	百万円 /10 年

※1: 高効率コンバインド(2,500MWh/年)と従来コンバインド(2,171MWh/年)との差

※2:(2,171MWh/年×6円/kWh-2,500MWh/年×4円/kWh) ×10年

3-4. 高効率コンバインドシステム システム II のコスト

高効率コンバインドシステム システム Ⅱ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 5-3-8、5-3-9 に示す。CO2 排出量の試算と同様、システム Ⅱのコスト試算は灰への固定化システムについて 試算する。

飛灰の発生量を 2kg/t-ごみ、重金属固定化薬剤の添加率を 4%とすると、飛灰に CO₂を固定化することで削減される重金属固定化薬剤量は、

14,000[ton-ごみ/年]×2[kg-飛灰/t-ごみ]×4[%]=1,120[kg/年] となる。

システム II の 10 年間を対象としたライフサイクルコストは、従来コンバインド システムと比較して 17 百万円のコスト削減となる。

項目各量		各量	係数	イニシャルコスト					
増	CO₂固定化設備	一式		20.0 百万円					
分	CO₂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 5-3-8 システム II のイニシャルコスト

表 5-3-9 システムⅡのランニングコスト

項目		各量		係数		イニシャルコスト	
増 加 分	C0 ₂ 分離膜設備 消費電力量	44	MWh/年	15	円/kWW	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

3-5. 高効率コンバインドシステム システム皿のコスト

高効率コンバインドシステム システムⅢを適用した場合と EGR を適用した場合のイニシャルコストと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 5-3-10~表 5-3-12 と表 5-3-13~表 5-3-15 に示す。

イニシャルコストにおいて、システムIII(ケース 2-2)では設置するファンの 容量が他の二つの場合よりも大きいことを考慮し、設備費用が高くなっている。

ランニングコストでは、システムⅢ適用によりガスエンジンの脱硝設備の運転 が限定的となるので、尿素使用量が EGR に比べて少ない。

10 年間を対象としたライフサイクルコストでは、システムⅢ(ケース 0)の削減効果が最も大きく 19 百万円である。

システムⅢを適用した場合のコストも CO₂ 排出量と同様に、ケース 0 の方がケ ース 2-2 よりも削減効果が大きかったので、ケース 0 のデータを用いて各システム 全体の評価を行った。

	項目	各量	係数	イニシャルコスト
増	GE 排ガス 吹込み設備	一 式		32.0 百万円
加 分	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Ⅲ (ケース 0) のイニシャルコスト

百日	么景	么 数	イーシャル
表 5-3-11	システムⅢ(ケ・	ース 2-2)のイニシャル	レコスト

	項目	各量	係数	イニシャルコスト
増	GE 排ガス 吹込み設備	— 式		33.0 百万円
加分	GE 排ガス 吹込み設備 交付金額		1/2	16.5 百万円
			自治体負担額	16.5 百万円

項目		各量	係数	イニシャルコスト
増加	排ガス再循環 設備	— 式		32.0 百万円
分	排ガス再循環 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 5-3-12 EGR のイニシャルコスト

表 5-3-13 システム III (ケース 0) のランニングコスト

	• •						
	項目	各	旦里		係数	イニシャ	ルコスト
增 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
出山	既設 送風機類 消費電力量	141	MWh/年	15	円∕kWh	▲ 21. 2	百万円 /10 年
減分	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

表 5-3-14 システムⅢ(ケース 2-2)のランニングコスト

項目		各量		係数		イニシャルコスト	
增 加 分	GE 排ガス 吹込み設備 消費電力量	74	MWh/年	15	円∕kWh	11. 1	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	▲ 30. 7	百万円 /10 年

		1					
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 消費電力量	30	MWh/年	15	円∕kWh	4.5	百万円 /10 年
削減分	既設 送風機類 消費電力量	146	MWh/年	15	円∕kWh	▲ 21. 9	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	0	t/年	60	円/kg	0	百万円 /10 年
					自治体負担額	▲ 30. 8	百万円 /10 年

表 5-3-15 EGR のランニングコスト

3-6. 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 5-2-3 のように なる。高効率コンバインドシステムのコスト削減メリットが、当初の目標値より も減少しているが、これは CO₂排出量と同様にシステム I のガス昇圧装置の消費 電力増加によるものと、バイオガス中の膜被毒成分を考慮した膜被毒成分除去装 置の追加と CO₂分離膜の交換頻度を見直したことによるものである。



図 5-2-3 各システムのコスト試算結果

第6章 成果と課題

1. 成果と課題

平成 29、30 年度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
 - 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、実用化段階ではバイオガ スを加圧条件で CO₂分離膜に供給することで、システムの低コスト化 が図れることを明確にした。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、これを除去する必要があることが 判明した。
 - 課題:バイオガスの膜被毒成分の除去、ガス加圧条件での CO₂分離膜の性能 確認試験を行い、最適な CO₂分離膜システムを構築する。
- イ) 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。
 - 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、 同等のコストで CO₂ 排出量を削減することができる。 CO₂ 削減量=▲59t-CO₂/年、コスト削減量=+9.7 百万円/10 年

- (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

2. 今後の予定

平成 29、30 年度に実施した CO₂分離膜の基礎試験、実証試験結果より、実用 化段階での CO₂分離膜の最適運転条件を確認した。また、バイオガスに含まれる 膜被毒成分を除去する必要があることが判明した。

平成 31 年度は膜被毒成分の影響確認試験を行い、また膜被毒成分の除去試験を 行って、本システムの再検討を実施する。再検討システムの CO₂ 排出量とコスト 削減効果の FS を行い、有効性のあるシステムに合わせて、南但広域行政事務組合 に設置している実証試験装置の改造を行い、CO₂ 分離膜の性能と最適運転条件を 確認する。

	平成29年度	平成30年度	平成31年度
<mark>システムⅠ</mark> CO₂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	谟被毒成分影響確認試験 膜被毒成分除去試験 最適運転条件実証試験 ┣
<u>システムⅡ</u> 分離回収した00₂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 メタネーション検討 ━━━━	
<mark>システムⅢ</mark> 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 ──── ▶	

表 6-2-1 今後の予定

【参考文献】

- 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)
- 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28年度版)
- 3) 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)
- 4) 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)
- 5) 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、Vo1.6、 No.6、pp.225-234、1995
- 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
- 8) 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
- 9) 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
- 10) 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)
- 11) 柴田善朗: 我が国における Power to Gas の可能性、IEEJ、2015年12月
- 12) 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)
- 13) 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 NOx, CO の低減、大気環境学会誌、第 30 巻、第 6 号、pp.410-413(1995)
- 14) 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)
- 15) 三菱ガスエンジンカタログ、三菱重工エンジン&ターボチャージャ株式会社
- 16) 中川洋、森俊一、石田泰彦、安枝信次:高性能希薄燃焼ガスエンジンの研究 開発、三菱重工技報、Vol.34 No.4、pp.276-279(1997)
- 17) 田中一郎、別府治、村上高弘:小型ガスエンジン MD20G の稼働実績、三井
 造船技報、No.191、pp.10-18(2007)
- 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)