

平成 29 年度環境省委託業務

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

CO<sub>2</sub>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

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

## 目 次

要約 .....	1
Abstract .....	4
第 1 章 事業概要 .....	8
1. 事業概要 .....	8
2. 事業目的、成果目標及び実施スケジュール .....	9
2-1. 事業目的 .....	9
2-2. 成果目標 .....	10
2-3. 実施スケジュール .....	13
3. 事業実施体制 .....	13
3-1. 業実施体制 .....	13
3-2. 事業に係る検討会 .....	14
3-3. 平成 29 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への協力 .....	15
4. システム概要 .....	16
第 2 章 システム I : CO <sub>2</sub> 分離膜を適用した高効率バイオガス発電システム .....	18
1. CO <sub>2</sub> 分離膜の最適運転条件の基礎試験 .....	18
1-1. 試験目的 .....	18
1-2. バイオガス分析結果 .....	19
1-3. 基礎試験方法 .....	20
1-4. 基礎試験結果 .....	26
1-5. 硫化水素が膜に及ぼす影響 .....	33
1-6. まとめ .....	34
2. CO <sub>2</sub> 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 .....	35
2-1. 試験目的 .....	35
2-2. 実証試験サイト .....	35
2-3. 実証試験装置 .....	37

第3章 システムⅡ：分離回収したCO <sub>2</sub> の灰への固定化システム .....	40
1. CO <sub>2</sub> 固定化試験、重金属類溶出抑制効果の確認 .....	40
1-1. 試験目的 .....	40
1-2. 試験方法 .....	41
1-3. 試験結果 .....	44
2. CO <sub>2</sub> 利用用途についての検討 .....	53
2-1. 背景 .....	53
2-2. CO <sub>2</sub> 利用用途の調査結果 .....	53
2-3. まとめ .....	60
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 .....	62
1. 燃焼シミュレーション .....	62
1-1. 目的 .....	62
1-2. 解析方法 .....	63
1-3. 解析結果 .....	68
1-4. 結論 .....	73
2. 小型実験炉での実証試験 .....	74
2-1. 試験目的 .....	74
2-2. 試験方法 .....	75
2-3. 試験結果 .....	82
2-4. 結論 .....	94
第5章 システムのFS：CO <sub>2</sub> 排出量およびコスト試算 .....	95
1. 試算条件 .....	96
2. CO <sub>2</sub> 排出量の試算 .....	97
2-1. 試算条件 .....	97
2-2. 試算結果 .....	98
3. コストの試算 .....	100
3-1. 試算条件 .....	100
3-2. 試算結果 .....	101
第6章 成果と課題 .....	104
1. 成果と課題 .....	104
2. 今後の予定 .....	107
参考文献 .....	108

## 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 27 年度は 12.59%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 ( $\text{CH}_4$ ) 濃度が 50~55%、二酸化炭素 ( $\text{CO}_2$ ) 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  $\text{CH}_4$  濃度では適用できる国内製のガスエンジンが無く、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  $\text{CH}_4$  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  $\text{CO}_2$  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  $\text{CO}_2$  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、 $\text{CO}_2$  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。 $\text{CO}_2$  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  $\text{CO}_2$  を分離する方法として適している。

バイオガス中の  $\text{CO}_2$  を膜分離法によって分離し、 $\text{CH}_4$  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  $\text{CO}_2$  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 CO<sub>2</sub> を別の用途へも利用することで、さらなるカーボンマイナスが可能となる（システムⅡ）。

ガスエンジンの排ガスは低酸素濃度であるため、この排ガスを併設する焼却炉内へ吹き込むことで、排ガス再循環システムと同様の効果が期待できる。すなわち、焼却炉およびガスエンジン排ガス中の窒素酸化物（NO<sub>x</sub>）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）。

以上のように、メタンガス化施設に CO<sub>2</sub> 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 CO<sub>2</sub> 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、CO<sub>2</sub> 排出量を削減することができる。そこで、CO<sub>2</sub> 分離膜を適用したバイオガス発電システムの CO<sub>2</sub> 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。

平成 29 年度の成果の概要は以下のとおりである。

#### 【システムⅠ】

(1) 基礎試験で各ガス圧力や温度、湿度における膜透過速度を測定し、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 CH<sub>4</sub> 濃度を 90% まで高めるための、CO<sub>2</sub> 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、来年度実施する実証試験用の試験装置を製作した。

CO<sub>2</sub> 分離膜の入口条件は以下の通りである。

- ガス流量 : 15m<sup>3</sup>N-dry/h
- CH<sub>4</sub> 濃度 : 52.5%-dry
- CO<sub>2</sub> 濃度 : 47.5%-dry
- ガス圧力 : 150kPa(A)
- ガス温度 : 110℃
- ガス湿度 : 70%RH
- 膜面積 : 120m<sup>2</sup>

#### 【システムⅡ】

(1) 灰の CO<sub>2</sub> 固定可能量は、灰 1ton-dry あたり、主灰では 55.4kg-CO<sub>2</sub>、飛灰では 28.6kg-CO<sub>2</sub> であった。

(2) 飛灰に CO<sub>2</sub> 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 CO<sub>2</sub> 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。

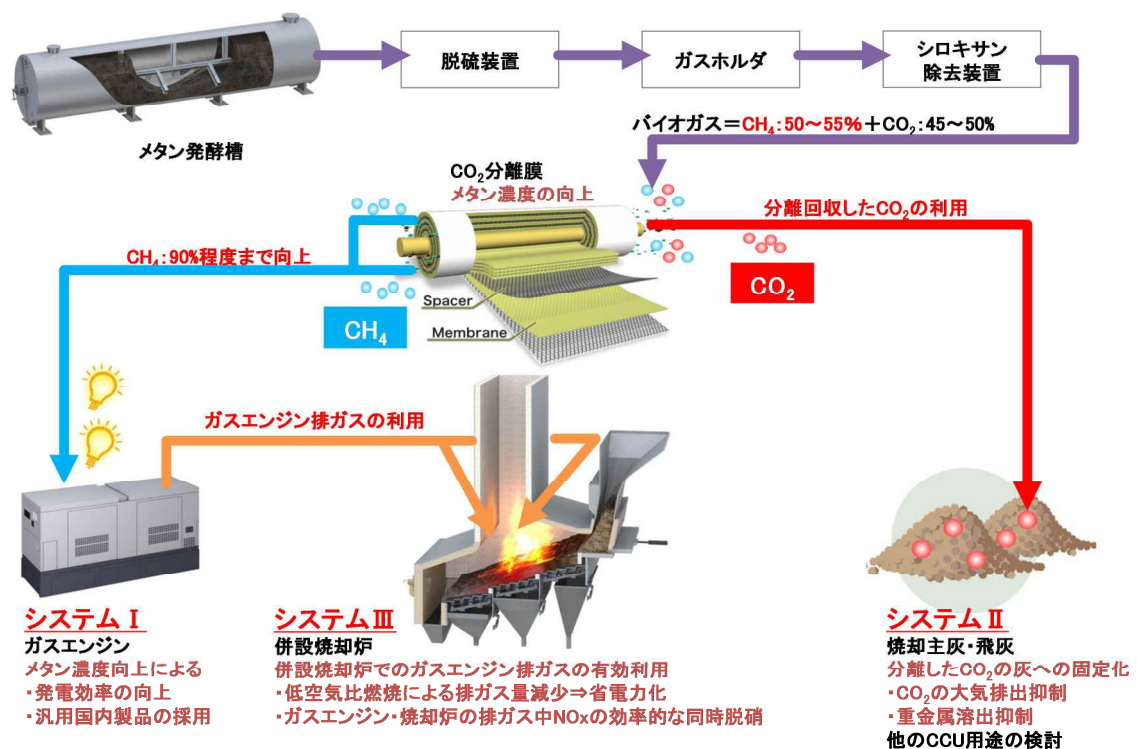
- (4) 灰への CO<sub>2</sub> 固定化以外の利用用途として、水酸化ナトリウムと反応させて重曹を製造すれば、併設焼却炉の排ガス処理薬剤に使用することができ、地産地消型の利用用途となることを提案できた。

### 【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、焼却炉およびガスエンジン排ガス中の NO<sub>x</sub> 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、実験炉の排ガスと模擬ガスの NO<sub>x</sub> の低減と、低空気比燃焼が可能であることを確認した。

### 【システム全体】

- (1) 50 トン／日の施設規模の場合、提案システムを適用すれば、CO<sub>2</sub> 排出量を従来の単純焼却システムよりも年間 1,074ton-CO<sub>2</sub> 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 1 億 7 千 4 百万円削減できることが試算された。



## 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 12.59 % in FY 2015. 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 wastes, contains methane (CH<sub>4</sub>) at a concentration of 50–55 % and carbon dioxide (CO<sub>2</sub>) 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 is no domestic-made gas engines compatible with the concentration of CH<sub>4</sub> 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 CH<sub>4</sub> 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 CO<sub>2</sub> 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 CO<sub>2</sub> contained in the biogas include the separation methods using an absorbent or sorbent (such as chemical absorption method and PSA method), the membrane separation method for performing separation according to the difference in molecular size and affinity for membrane material, and the cryogenic distillation method for performing

separation by using the difference in boiling point from CO<sub>2</sub>. From the perspective of the reduction of CO<sub>2</sub> emissions, the separation through membrane is an energy-saving process and is appropriate as a method for separating CO<sub>2</sub> contained in the biogas.

Separating CO<sub>2</sub> contained in the biogas using a membrane separation method and increasing the concentration of CH<sub>4</sub> 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 CO<sub>2</sub> separated and collected could be fixed (carbonated) to the bottom and fly ash generated from an incinerator, which is located in 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 metal fixing agents for fly ash, would enable a reduction in running costs. In addition, using the separated and collected CO<sub>2</sub> for other applications, further carbon negative is expected to be realized (System II).

The exhaust gas from gas engines contains a low level of oxygen. Therefore, the same effect as exhaust gas recirculation system can be expected by injecting this exhaust gas into an incinerator located at the same site. In other words, since the nitrogen oxides (NO<sub>x</sub>) 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).

As described above, adopting CO<sub>2</sub> separation membrane in methane gasification facilities makes it possible to perform biogas power generation more efficiently. Furthermore, utilizing separated and collected CO<sub>2</sub> and exhaust gas from gas engine in the incineration facility located in the same site effectively also reduces CO<sub>2</sub> emissions. Therefore, the CO<sub>2</sub> emissions and life cycle cost of the biogas power generation system in which CO<sub>2</sub> separation membrane was adopted were evaluated and verified in comparison with conventional system. The achievements of FY 2017 are summarized as follows:



### 【 System I 】

- (1) The gas permeation rate of the membrane was measured under each gas pressure, temperature and humidity in the basic tests, and the permeation rate dependence formula was derived.

The operating conditions of CO<sub>2</sub> separation membrane for increasing the concentration of CH<sub>4</sub> 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, which is planned to be implemented next fiscal year, was fabricated. The operating conditions at the inlet of the CO<sub>2</sub> separation membrane are as follows:

- Gas flow rate :15m<sup>3</sup>N-dry/h
- CH<sub>4</sub> concentration:52.5%-dry
- CO<sub>2</sub> concentration:47.5%-dry
- Gas pressure :150kPa(A)
- Gas temperature :110 degrees centigrade
- Gas humidity :70%RH
- Area of membrane :120m<sup>2</sup>

### 【 System II 】

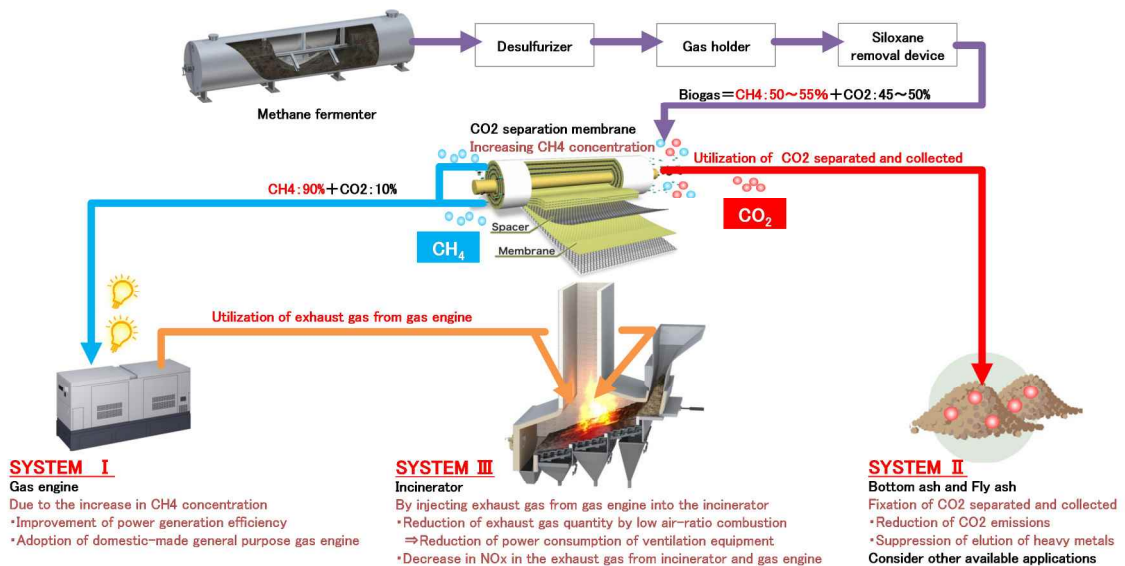
- (1) The amount of CO<sub>2</sub> that could be fixed to ash was 55.4 [kg-CO<sub>2</sub>/t-dry ash] in the case of bottom ash and 28.6 [kg-CO<sub>2</sub>/t-dry ash] in the case of fly ash.
- (2) It was confirmed that fixing CO<sub>2</sub> to fly ash decreased the elution amount of lead stipulated in 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 CO<sub>2</sub> 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) As another application other than the fixation of CO<sub>2</sub> to ash, we could suggest that manufacturing sodium bicarbonate through the reaction with sodium hydroxide enables to use it as an exhaust gas treatment agent for the incinerator located in the same site to realize an application based on the concept of local production for local consumption.

【 System III 】

- (1) Through the combustion simulation (numerical analysis), it was showed that injecting the exhaust gas from gas engine into the incinerator enabled to reduce the NO<sub>x</sub> both in the incinerator and the exhaust gas from the gas engine simultaneously and also realized low air-ratio combustion.
- (2) It was clarified that injecting a gas simulating the exhaust gas from gas engine into a small experimental incinerator reduced the NO<sub>x</sub> contained in the exhaust gas from the experimental incinerator and the simulated gas and realized low air-ratio combustion.

【 The entire system 】

- (1) In the case of MSWIFs with a capacity of 50 t/day, it was estimated the application of the suggested system could reduce CO<sub>2</sub> emissions by 1,074 ton-CO<sub>2</sub> more than conventional simple incineration system per year.
- (2) It was also estimated that the life cycle cost could be reduced by 174 million yen in ten years.



## 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%<sup>1)</sup>であったが、平成 27 年度は 12.59%<sup>2)</sup>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。

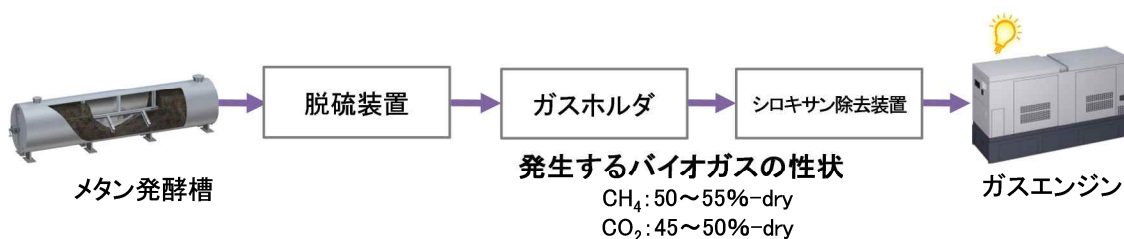


図 1-1-1 現状のバイオガス発電システムフロー

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、CH<sub>4</sub> 濃度が 50~55%、CO<sub>2</sub> 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 CH<sub>4</sub> 濃度では、適用できる国内製のガスエンジンが無い場合、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 CH<sub>4</sub> 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 CO<sub>2</sub> 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 CO<sub>2</sub> を分離して CH<sub>4</sub> 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 CO<sub>2</sub> 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）、『CO<sub>2</sub>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およびコンバインドシステムシステム』のCO<sub>2</sub>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、次に示す評価・検証を実施した。

- システムⅠ：CO<sub>2</sub>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CO<sub>2</sub>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CO<sub>2</sub>の灰への固定化システム  
分離回収したCO<sub>2</sub>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CO<sub>2</sub>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。
- システムⅢ：併設焼却炉でのガスエンジン排ガスの有効利用システム  
ガスエンジン排ガスを併設する焼却炉内に吹き込み、排ガス再循環システムと同等の効果を持たせることで、ガスエンジンと焼却炉の排ガス中NO<sub>x</sub>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CO<sub>2</sub>排出量の増減などについて、単純焼却システムや従来のバイオガス発電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) CO<sub>2</sub>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) CO<sub>2</sub>分離膜の最適運転条件の基礎試験

バイオガスを模擬したガスを使用したラボテストで、膜分離性能を左右するガス温度、ガス圧力、ガス中の水分などの条件を変えた試験を行い、各膜種におけるCO<sub>2</sub>分離膜の分離性能に関する基礎データを取得する。模擬ガスは次項に記載する実証試験サイトである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を基にした組成とする。

取得したデータに基づき、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CH<sub>4</sub>濃度を90%程度に向上させる膜分離システムの最適化を図る。具体的には、ガス温度やガス圧力等の各種運転条件と上記ラボテストで取得したCO<sub>2</sub>分離膜の性能（CO<sub>2</sub>透過速度、CH<sub>4</sub>の透過性能）から、シミュレーターを用いて必要膜面積と運転に必要なエネルギーを算出し、各種運転条件ごとに比較することで膜分離システムの最適化を図る。

また、硫化水素が膜性能に与える影響についても、模擬ガスによるラボテストを行い、最適な脱硫システムを構築する。

#### イ) CO<sub>2</sub>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計画策定、実証試験装置手配、フィージビリティスタディ（FS）

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（発生ガス量の1/10程度、約15m<sup>3</sup>N/h）を引き抜き、CO<sub>2</sub>分離膜でCH<sub>4</sub>濃度を向上させた後に、都市ガス仕様のガスエンジン（25kW程度）に供給して発電を行うシステムの実証試験の計画を策定する。

前項のCO<sub>2</sub>分離膜の最適運転条件の基礎試験で得られたデータを基に、実証試験に必要な実証試験装置（分離膜前後ガス処理装置、分離膜、ガスエンジン、その他必要な周辺機器）の計画・設計・手配を行う。

CO<sub>2</sub>分離膜最適運転条件の基礎試験データ及び実証試験装置の設計諸元を基に、本システムと従来システムのコスト及びCO<sub>2</sub>排出量等の比較を実施する。

### (2) 分離回収したCO<sub>2</sub>の灰への固定化システム（システムⅡ）

#### ア) CO<sub>2</sub>固定化試験及び重金属類溶出量の抑制効果の確認

灰のCO<sub>2</sub>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CO<sub>2</sub>ガスを通気して、各試験条件におけるCO<sub>2</sub>固定量の分析を行う。また、固定化処理後の灰の重金属類溶出量の分析を行い、飛灰については重金属固定化薬剤の必要使用量を確認する。主灰については土壌環境基準の試験を行い、重金属類溶出量の抑制効果を確認する。

イ) CO<sub>2</sub>の灰への固定化システムの FS

CO<sub>2</sub>固定化試験のデータを基に、本システムと従来システムのコスト及びCO<sub>2</sub>排出量等の比較を実施する。また、他のCO<sub>2</sub>利用用途についても文献調査等を実施する。

(3) 併設焼却炉でのガスエンジン排ガスの有効利用システム (システムⅢ)

ア) 燃焼シミュレーション (数値解析) による排ガス性状の確認

次項に記載する小型実験炉へガスエンジン排ガスを吹き込んだ場合の、焼却排ガスの性状変化 (温度、NO<sub>x</sub>、CO、O<sub>2</sub>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。

イ) 小型実験炉での実証試験による排ガス性状の確認

小型実験炉にガスエンジン排ガスを模した燃焼排ガスを吹き込み、焼却排ガスの性状変化 (温度、NO<sub>x</sub>、CO、O<sub>2</sub>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の結果を基に、本システムと従来システムのコスト、NO<sub>x</sub>発生量及び排ガス量の低減に伴う消費電力、CO<sub>2</sub>排出量の低減効果等の比較を実施する。

本事業における各システムについての成果目標を表 1-2-1 に示す。

表 1-2-1 各システムにおける成果目標

システム	項目	最終目標	平成 29 年度目標
システム I	CO <sub>2</sub> 分離膜の最適運転条件の確認	従来のバイオガスの CH <sub>4</sub> 濃度 (50 ~ 55%) を CO <sub>2</sub> 分離膜で 90% まで向上する。 耐用年数は 5 年を目標とする。	バイオガスの CH <sub>4</sub> 濃度を 90% にまで向上できる CO <sub>2</sub> 分離膜の最適運転条件を確認する。
	CO <sub>2</sub> 分離膜の実証試験	CO <sub>2</sub> 分離膜を適用してバイオガスの CH <sub>4</sub> 濃度を 90% にまで向上することで、従来のバイオガス発電システムと比較して、 CO <sub>2</sub> : 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)。	バイオガスの CH <sub>4</sub> 濃度を 90% にまで向上できる CO <sub>2</sub> 分離膜、分離膜前後の各ガスの処理装置の仕様を確定し、実証試験に供する装置の製作を行う。
システム II	CO <sub>2</sub> の灰への固定化試験	CO <sub>2</sub> を灰へ固定化することで (ごみ量換算で 5.3kg-CO <sub>2</sub> /t-ごみ)、従来の焼却システムと比較して、 CO <sub>2</sub> : 74t/年 コスト : 7 百万円/10 年の削減を目標とする (50ton/日規模の場合)。	CO <sub>2</sub> の灰への固定化試験を完了し、ラボ試験における CO <sub>2</sub> 固定可能量を確認する。 また固定化処理後の灰の重金属類溶出量の分析を行い、重金属類溶出抑制効果を確認する。
システム III	ガスエンジン排ガスの焼却炉への吹き込み試験	ガスエンジン排ガスを併設焼却炉内へ吹き込み、排ガス再循環システムと同等の NO <sub>x</sub> 、排ガス量低減効果を得ることで、従来の焼却システムと比較して、 CO <sub>2</sub> : 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)。	ガスエンジン排ガスを併設焼却炉内へ吹き込んだ場合の NO <sub>x</sub> 、排ガス量削減効果を燃焼シミュレーション及び小型実験炉での試験で確認する。

## 2-3. 実施スケジュール

事業全体の実施スケジュールは表 1-2-2 に示す通りである。

表 1-2-2 事業実施スケジュール

	平成29年度	平成30年度	平成31年度
<b>システムⅠ</b> CO <sub>2</sub> 分離膜を適用した 高効率バイオガス発電システム	CO <sub>2</sub> 分離膜基礎試験 実証試験装置手配	実証試験	耐久性確認試験
<b>システムⅡ</b> 分離回収したCO <sub>2</sub> の 灰への固定化システム	ラボテスト	実証試験サイト での基礎試験	
<b>システムⅢ</b> 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 小型実験炉実証試験		

## 3. 事業実施体制

### 3-1. 事業実施体制

本事業の実施にあたっては、メタンガス化コンバインド施設のプラントメーカーである株式会社タクマ、共同実施者としてCO<sub>2</sub>分離膜の技術を保有している株式会社ルネッサンス・エナジー・リサーチ、メタンガス化コンバインドシステムの施設管理組合である南但広域行政事務組合の3者により実施した。

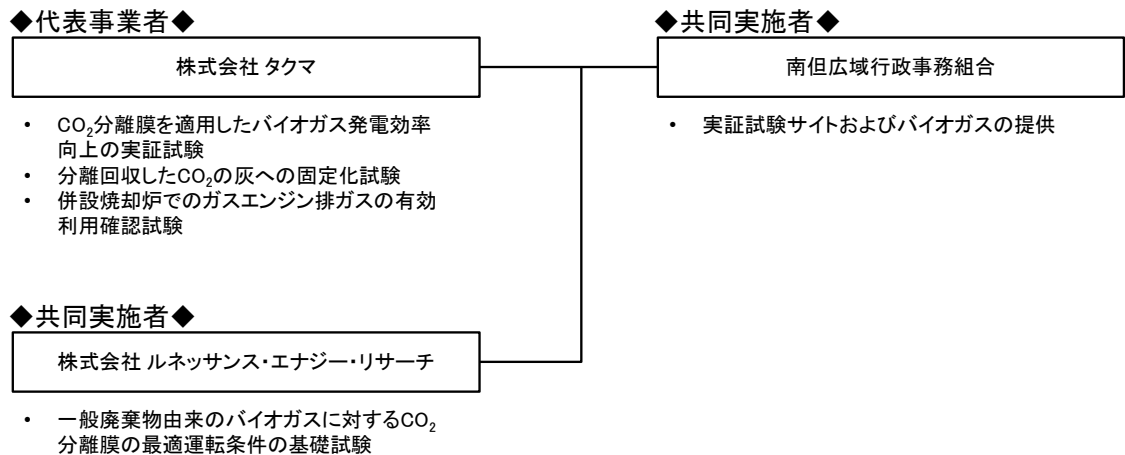


図 1-3-1 事業実施体制



### 3-2. 事業に係る検討会

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

表 1-3-1 検討会名簿

氏名	所属・役職	出席	
		11/28	3/28
細見 正明	国立大学法人東京農工大学大学院 教授	○	○
平松 寛章	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	○	—
田中 吉隆	環境省環境再生・資源循環局 廃棄物適正処理推進課 主査	○	○
川上 大二	環境省環境再生・資源循環局 廃棄物適正処理推進課 環境専門員	○	○
足立 武彦	南但広域行政事務組合 環境課 課長	○	—
村上 泰啓	南但広域行政事務組合 環境課 主幹兼係長	—	○
北垣 瑛章	南但広域行政事務組合 環境課 主事	○	○
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	○	○
花井 伸彰	株式会社ルネッサンス・エナジー・リサーチ 神戸研究所 所長	○	○
藤田 泰行	株式会社タクマ 技術開発部 部長	○	○
工藤 隆行	株式会社タクマ 技術開発部開発課 課長	○	○
加藤 考太郎	株式会社タクマ 技術開発部開発課 主幹	○	○
高橋 滋敏	株式会社タクマ 技術開発部開発課 課員	○	○

表 1-3-2 検討会開催実績

開催日		開催場所	内容
第1回	平成 29 年 11 月 28 日	株式会社タクマ 東京支社 会議室	<ul style="list-style-type: none"> <li>事業内容紹介</li> <li>事業実施経過報告</li> <li>討議</li> </ul>
第2回	平成 30 年 3 月 28 日	株式会社タクマ 東京支社 会議室	<ul style="list-style-type: none"> <li>事業実施経過報告</li> <li>討議</li> </ul>

### 3-3.平成 29 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への協力

環境省が別途実施する「平成 29 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た(表 1-3-3)。

表 1-3-3 平成 29 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 29 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 29 年 9 月 28 日	田中田村町ビル 会議室 5A	環境省 日本環境衛生センター
平成 29 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 30 年 2 月 20 日	川崎市産業振興会館 大ホール	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、本事業では分離膜を用いてバイオガス中の  $\text{CO}_2$  を分離して  $\text{CH}_4$  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  $\text{CO}_2$  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、 $\text{CO}_2$  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。

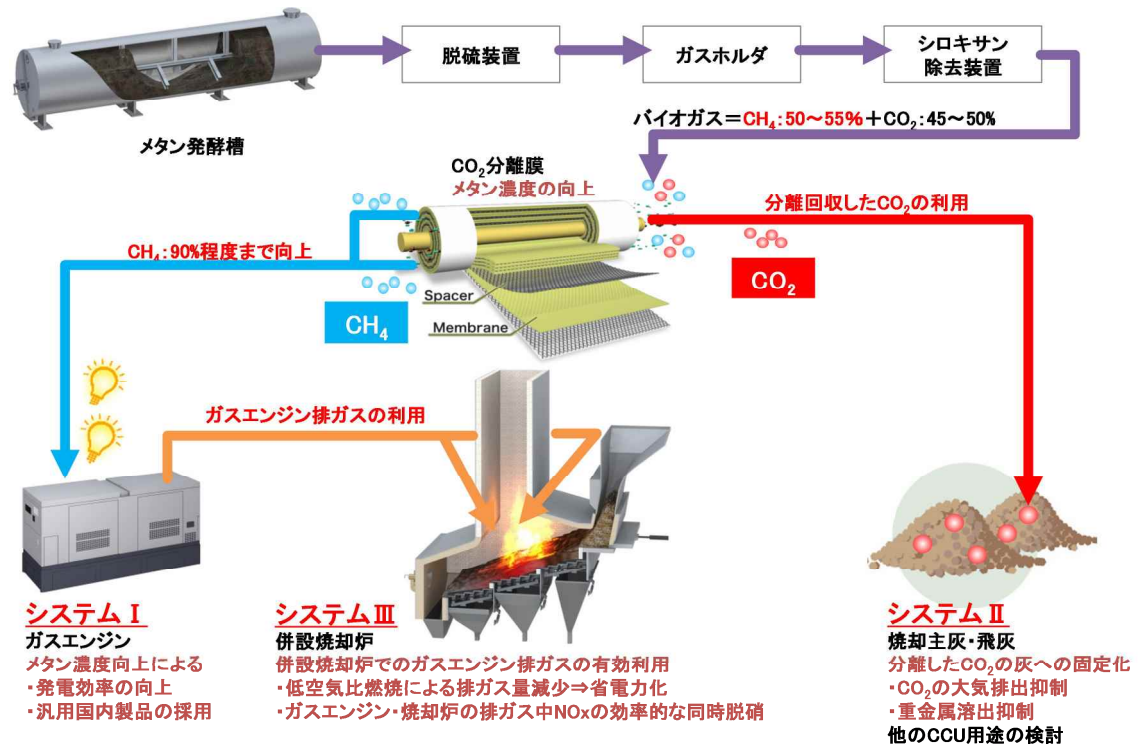


図 1-4-1 次世代低炭素型高効率バイオガス発電システム  
およびコンバインドシステムフロー

バイオガス中の  $\text{CO}_2$  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、 $\text{CO}_2$  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。 $\text{CO}_2$  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  $\text{CO}_2$  を分離する方法として適している。

分離回収した  $\text{CO}_2$  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、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が削減されることで、ランニングコストを低減できる可能性がある。

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  $\text{NO}_x$  を同時に抑制し、また低空気比燃焼とすることにより排ガスを低減し、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  $\text{CO}_2$  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  $\text{H}_2$  と  $\text{CO}_2$  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  $\text{CO}_2$  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  $\text{CO}_2$  と選択的・可逆的に反応する“ $\text{CO}_2$  キャリア”を含んでいる。 $\text{CO}_2$  と  $\text{CO}_2$  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、 $\text{CO}_2$  の透過速度及び対  $\text{CH}_4$  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。

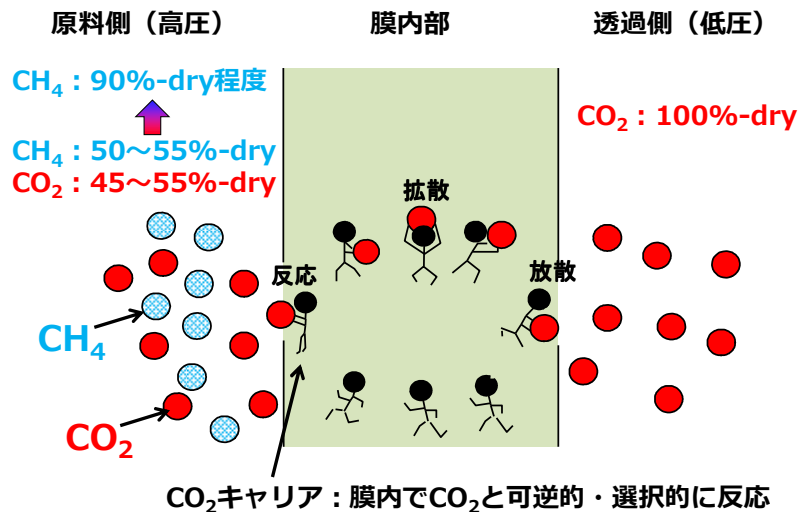


図 1-4-2  $\text{CO}_2$  分離膜の原理

## **第2章 システム I :CO<sub>2</sub>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 CO<sub>2</sub> を分離して CH<sub>4</sub> 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 CO<sub>2</sub> 分離膜のバイオガスに対する最適運転条件を基礎試験で確認し、この試験結果から平成 30 年度から実施する実証試験装置の計画・設計・手配を行った。

### **1. CO<sub>2</sub>分離膜の最適運転条件の基礎試験**

#### **1-1. 試験目的**

本システムに適用する CO<sub>2</sub> 分離膜は、水素製造プロセス用に開発された膜をベースとしており、バイオガスに対する最適な運転条件、最適な膜種を確認する必要がある。平成 30 年度に実施する実証試験用装置の設計諸数値を決定するために、実証試験サイトである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分析を行った。

そして、その分析結果を基にした組成の模擬ガスを使用して、CO<sub>2</sub> 分離膜の種類や必要膜面積、原料となるバイオガスの温度や湿度などの最適条件に関する基礎試験を行った。

## 1-2. バイオガス分析結果

表 2-1-1 に実証試験サイトである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分析結果を示す。分析に供したバイオガスは、実証試験装置に供給するガスと同じ、硫化水素と微量の不純物を除去した後のガス配管から採取した。

各ガス組成は施設の設計範囲内であり、CO<sub>2</sub>分離膜に対して有害成分である SO<sub>2</sub> や HCl、Cl<sub>2</sub> 濃度は分離膜の許容値以下であった。同じく有害成分である H<sub>2</sub>S については、より高いレベルの脱硫が好ましいため、実証試験装置の CO<sub>2</sub>分離膜入口には、脱硫装置を設置することとした。

表 2-1-1 実証試験サイトのバイオガス分析結果

項目		施設設計値	分析結果	
			H29.10.23	H29.12.6
CH <sub>4</sub>	vol %-dry	52.5	55.4	55.4
CO <sub>2</sub>	vol %-dry	47.5	44.2	43.1
O <sub>2</sub>	vol %-dry	0.0	0.4	0.3
水分	vol %-wet	1.0	0.4	0.8
H <sub>2</sub> S	vol ppm-dry	<10	<0.1	<0.1
SO <sub>2</sub>	vol ppm-dry	—	<0.1	<0.1
NH <sub>3</sub>	vol ppm-dry	<50	<1	<1
シロキサン(D4)	mg/m <sup>3</sup>	<0.02	0.006	0.002
シロキサン(D5)	mg/m <sup>3</sup>		<0.001	<0.001
HCl	vol ppm-dry	—	0.4	0.4
Cl <sub>2</sub>	vol ppm-dry	—	<0.1	<0.1



図 2-1-1 バイオガス分析試料採取状況

### 1-3. 基礎試験方法

#### (1) CO<sub>2</sub>分離膜の作製

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 10cm<sup>2</sup> 程度の CO<sub>2</sub> 分離膜を作製し、それぞれの膜で各種条件下での性能評価を行った。

- 膜種 A は水素製造プロセス用に開発された膜と最も近い構成の膜である。
- 膜種 B は膜種 A と CO<sub>2</sub> キャリアが異なる膜であり、比較的 CO<sub>2</sub> 分圧が低い条件で高性能を発現する膜である。
- 膜種 C は A、B と比較して製膜液の構成がシンプルであり大量生産がより容易な膜である。

3 種類の膜ともに、膜材料の構成は異なるが、塗工方法や乾燥方法等は同一である。図 2-1-2 に膜の作製手順を示す。

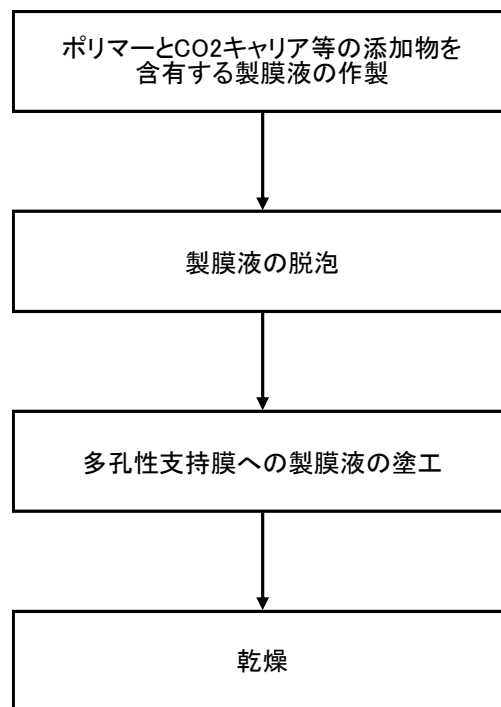


図 2-1-2 CO<sub>2</sub>分離膜の作製手順

## (2) 試験装置及び性能評価方法

図 2-1-3 に基礎試験で用いた CO<sub>2</sub> 分離膜性能評価装置の概念図を、図 2-1-4 にその写真を示す。CO<sub>2</sub> 分離膜は、ステンレス製の平膜セルに固定されており、平膜セルは、CO<sub>2</sub> 分離膜の使用温度、及び原料ガスとスイープガスの温度を一定温度に維持するための恒温槽内に設置されている。

原料ガス (CO<sub>2</sub>、CH<sub>4</sub>、H<sub>2</sub>O からなる混合ガス) を所定の流量で CO<sub>2</sub> 分離膜に供給し、スイープガス (Ar とスチームからなる混合ガス) を、所定の流量で膜の透過側に供給する。原料ガス側の圧力は、原料ガス側出口ガス (精製ガス) の排気ラインに設けられた背圧弁で調整される。透過ガス側の圧力は大気圧である。

スイープガスは、CO<sub>2</sub> 分離膜を透過した CO<sub>2</sub> の透過側分圧を低くして、透過の推進力である原料ガス側との CO<sub>2</sub> 分圧差を増大させるために供給される。スイープガス中のスチームと Ar の割合を変化させることで、スイープガス中のスチーム濃度を調節して相対湿度を変化させ、透過側の相対湿度が膜に及ぼす影響を検討することができる。

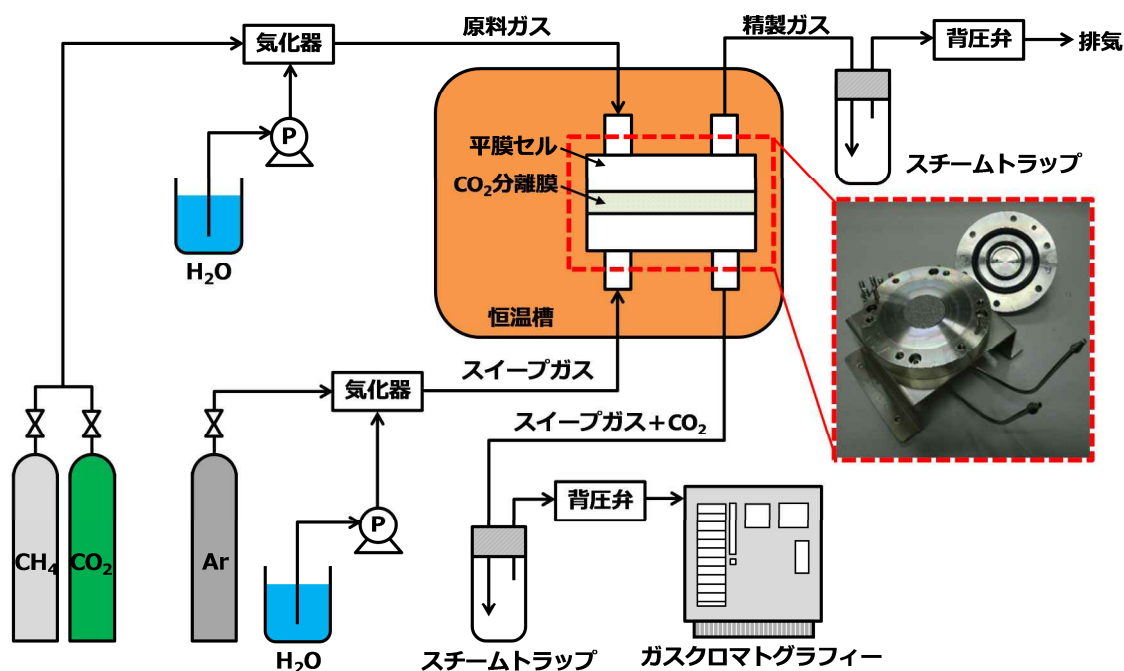


図 2-1-3 基礎試験で用いた CO<sub>2</sub> 分離膜性能評価装置の概念図



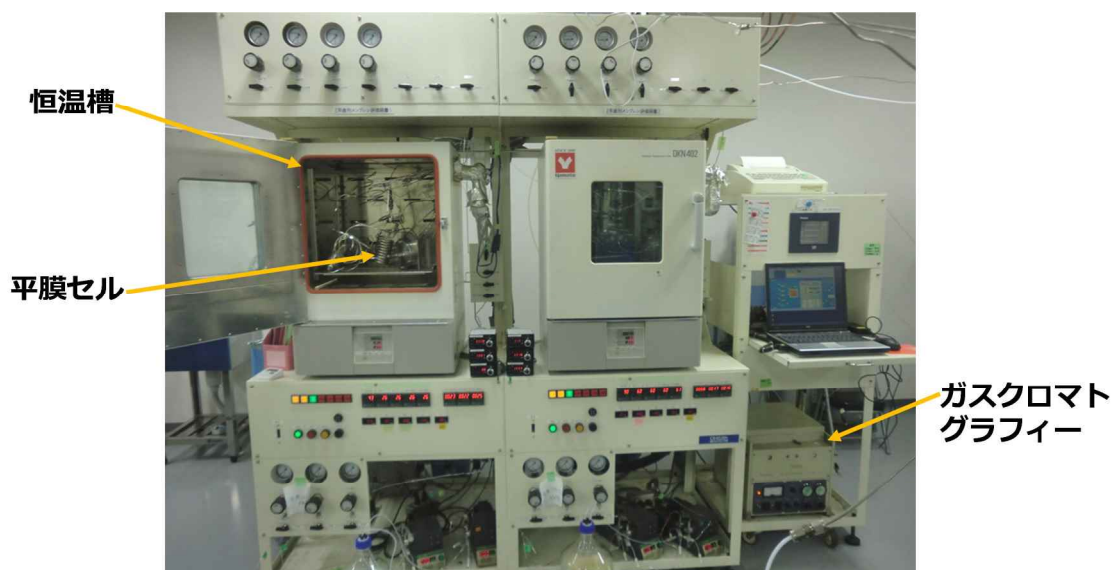


図 2-1-4 基礎試験で用いた CO<sub>2</sub> 分離膜性能評価装置の写真

膜を透過したガスとスイープガスをスチームトラップに通してスチームを除去してガス組成をガスクロマトグラフで定量する。このガス組成とスイープガス中の Ar の流量より CO<sub>2</sub> 及び CH<sub>4</sub> の透過速度 [mol/(m<sup>2</sup>・s・kPa)] を計算し、更にその比より CO<sub>2</sub>/CH<sub>4</sub> 選択性を算出した。基礎試験での試験条件は下表の通りである。

表 2-1-2 CO<sub>2</sub> 分離膜性能評価試験条件

試験パラメーター	試験条件
温度	80～120℃
原料側ガス湿度	40～80%RH
透過側ガス湿度	40～80%RH
原料側－透過側CO <sub>2</sub> 分圧差	5～150kPa

### (3) CO<sub>2</sub> 分離膜の CO<sub>2</sub> 透過速度のパラメーター依存式の導出

平成 30 年に実施を予定している実証試験のバイオガスは 52.5%-dry の CH<sub>4</sub> と 47.5%-dry の CO<sub>2</sub> を含む。図 2-1-5、図 2-1-6 は実証試験に用いる予定の CO<sub>2</sub> 膜分離モジュールの写真とその概念図である。スペーサーと呼ばれる部材を内側に備えた封筒状の CO<sub>2</sub> 分離膜が集管と呼ばれる膜を透過したガスが流れる管に巻き付けられた構造になっている。このような構造にすることにより、非常に大きな膜充填密度を実現することが可能になる。原料ガスと透過ガスの流れ方向は図 2-1-6 の矢印の方向であり、原料ガス中の CH<sub>4</sub> 濃度は、CO<sub>2</sub> が分離されることによって原料ガス側の矢印の方向に従い高くなっていく。

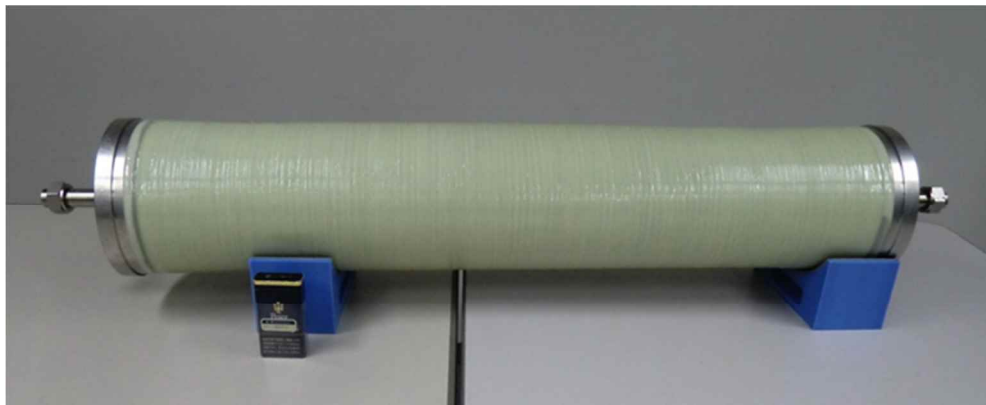


図 2-1-5 CO<sub>2</sub> 分離膜モジュール写真

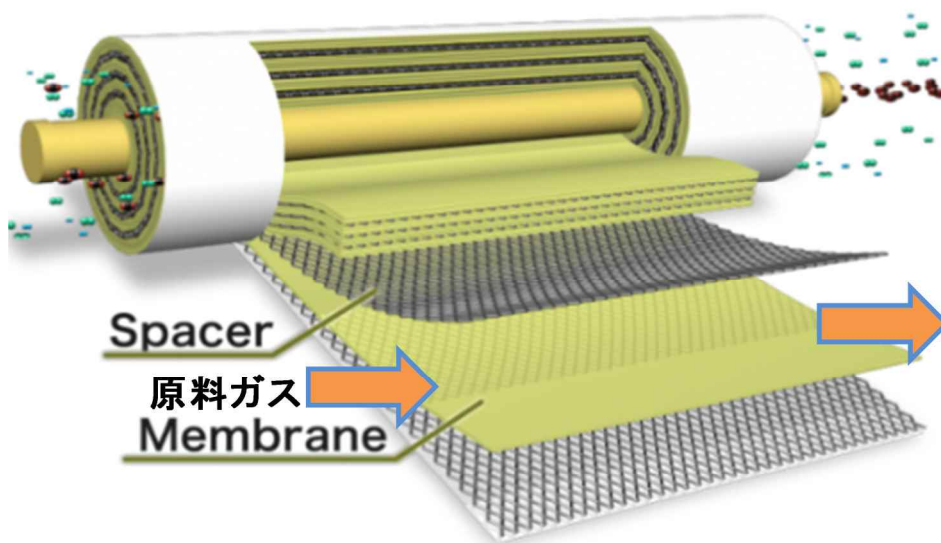


図 2-1-6 CO<sub>2</sub> 分離膜モジュール概念図

図 2-1-7 は CO<sub>2</sub> 分離膜モジュール内のガス分圧変化の概念図である。原料ガスの流れに従って出口側へ行くほど CO<sub>2</sub> 分圧、水分（湿度）は低下していき、相対的に CH<sub>4</sub> 濃度は増加していく。本事業で用いる CO<sub>2</sub> 分離膜の CO<sub>2</sub> 透過速度は、温度の他、CO<sub>2</sub> 分圧及び湿度に依存する特徴があるため、必要膜面積を高い精度で算出するためにはこの点を十分に考慮する必要がある。

そこで、膜モジュールの各部分での CO<sub>2</sub> 分圧・湿度における CO<sub>2</sub> 透過速度を算出するためのパラメーター依存式を基礎試験で取得したデータから作成した。その依存式をシミュレーターに組み込み、CO<sub>2</sub> 分離膜モジュールの内部を原料ガスの流れ方向に分割し、モジュール入口から各分割ごとのガスの流量、組成、湿度を順次求める。この方法により原料ガス出口（精製ガス）のガス組成を求め、所要の CH<sub>4</sub> 濃度を得るために必要な膜面積を算出した。

CO<sub>2</sub> 透過速度のパラメーター依存式は、下記の式を用い、基礎実験で取得データにより係数 A～E をフィッティングした。

$$\text{CO}_2 \text{ 透過速度} = A \times \exp(-B/T) \times (P_{\text{CO}_2})^C \times (RH_F)^D \times (RH_S)^E$$

T : 温度

P<sub>CO<sub>2</sub></sub> : CO<sub>2</sub> 分圧差

RH<sub>F</sub> : 原料側湿度

RH<sub>S</sub> : 透過側湿度

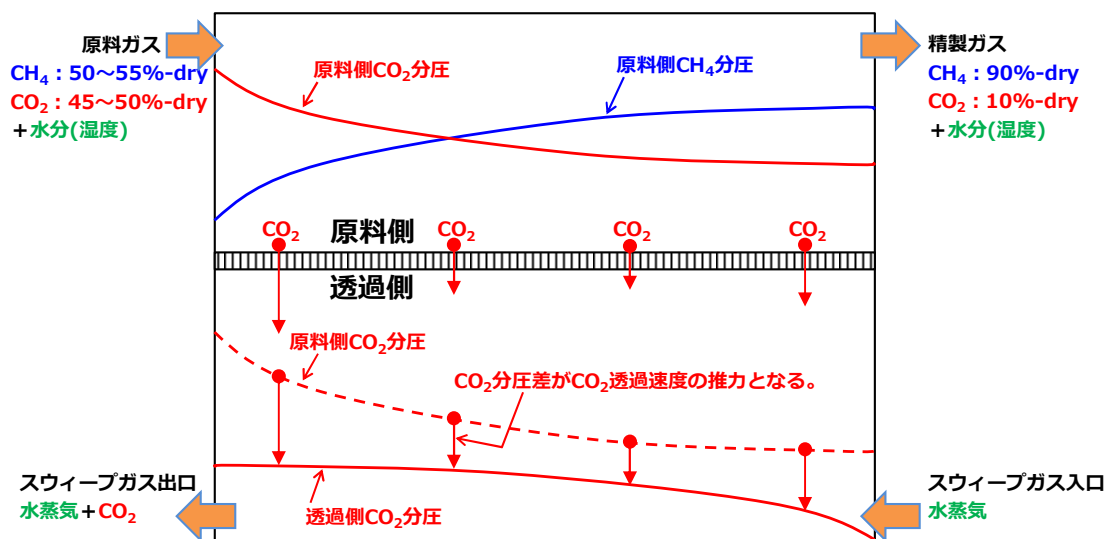


図 2-1-7 CO<sub>2</sub> 分離膜モジュール内のガス分圧変化の概念図

なお、CO<sub>2</sub>分離膜モジュールの物質収支式は下記の通りである。

【原料側】

$$\frac{dF_j}{dA} = -J_j = -K_j(p_{j,F} - p_{j,S}) = -K_j \left( P_F \frac{F_j}{\sum_{j=1}^{N_C} F_j} - P_S \frac{S_j}{\sum_{j=1}^{N_C} S_j} \right)$$

【透過側】

$$\frac{dS_j}{dA} = -J_j = -K_j(p_{j,F} - p_{j,S}) = -K_j \left( P_F \frac{F_j}{\sum_{j=1}^{N_C} F_j} - P_S \frac{S_j}{\sum_{j=1}^{N_C} S_j} \right)$$

境界条件は下記の通りである。

A=0 (原料側入口) : F<sub>j</sub> = F<sub>j,0</sub>

A=A<sub>T</sub> (原料側出口) : S<sub>j</sub> = S<sub>j,N+1</sub>

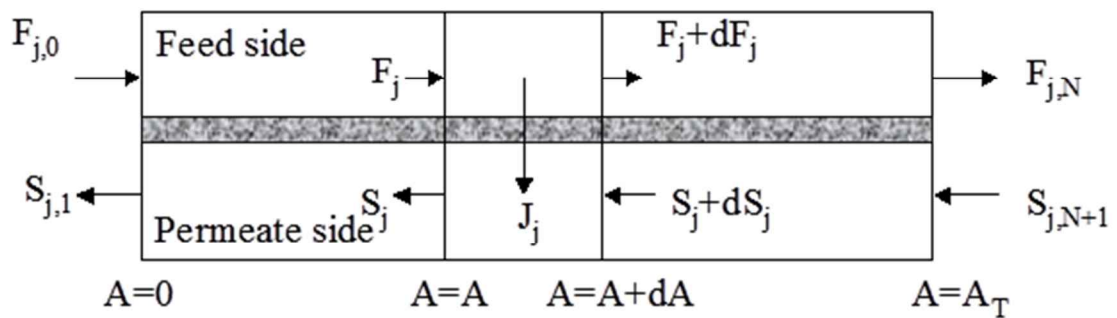


図 2-1-8 CO<sub>2</sub>分離膜モジュールにおける物質収支

使用記号

- A(m<sup>2</sup>) : 膜面積
- A<sub>T</sub>(m<sup>2</sup>) : 全膜面積
- F<sub>j</sub>(mol/s) : フィード側 (F側) の j 成分のモル流量
- F<sub>j,0</sub> (mol/s) : F側入口での j 成分のモル流量,
- F<sub>j,N</sub> (mol/s) : F側出口での j 成分のモル流量
- J<sub>j</sub>(mol/(m<sup>2</sup> s)) : j 成分の膜透過流束 (F側から S側)
- K<sub>j</sub> (mol/(m<sup>2</sup> s kPa)) : j 成分の permeance (透過速度)
- N<sub>C</sub> : 成分の数
- P<sub>F</sub> (kPa) : F側圧力
- P<sub>S</sub> (kPa) : S側圧力
- p<sub>j,F</sub> (kPa) : 原料側(F側)の j 成分の分圧
- p<sub>j,S</sub> (kPa) : 透過側 (S側) の j 成分の分圧
- S<sub>j</sub> (mol/s) : 透過側 (S側) の j 成分のモル流量
- S<sub>j,0</sub> (mol/s) : S側入口での j 成分のモル流量
- S<sub>j,N</sub> (mol/s) : S側出口での j 成分のモル流量

#### 1-4. 基礎試験結果

##### (1) 導出された CO<sub>2</sub> 透過速度のパラメーター依存式の妥当性の確認

図 2-1-9～図 2-1-11 は、膜種 A、B、C それぞれの基礎試験で得た CO<sub>2</sub> 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 CO<sub>2</sub> 透過速度（計算値）の相関性を示したものである。横軸が実験値、縦軸が計算値としてプロットしており、プロットが対角線上に近いほど実験値と計算値が一致していることになる。

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

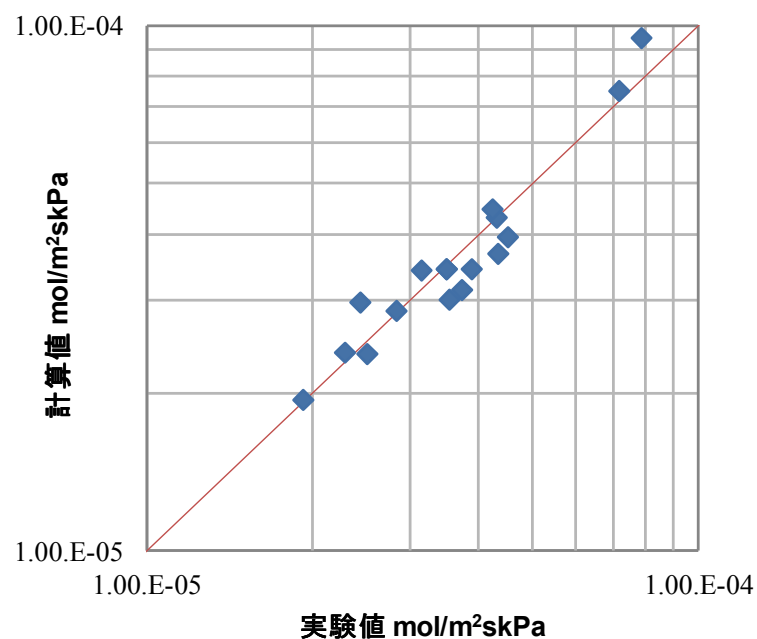


図 2-1-9 膜種 A における CO<sub>2</sub> 透過速度の計算値と実験値の相関

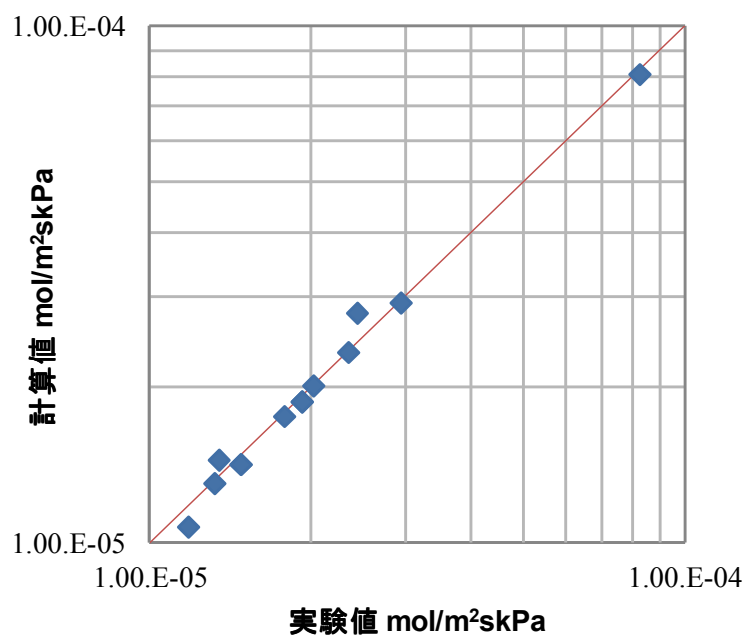


図 2-1-10 膜種 B における CO<sub>2</sub> 透過速度の計算値と実験値の相関

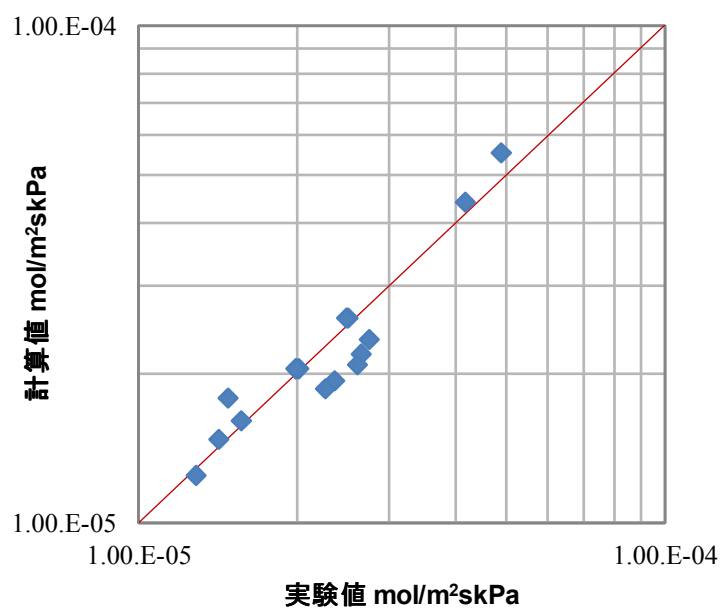


図 2-1-11 膜種 C における CO<sub>2</sub> 透過速度の計算値と実験値の相関

(2) 各種条件での必要膜面積の算出結果と最適条件の検討結果

表 2-1-3 はシミュレーターにより算出した、各種温度での精製ガス（原料側の出口ガス）の CH<sub>4</sub> 濃度と CO<sub>2</sub> 分離膜モジュール本数（1 本の膜面積 30m<sup>2</sup>）との関係を示したものである。原料ガス条件は圧力 150kPa(A)、CH<sub>4</sub> 濃度 52.5%-dry、CO<sub>2</sub> 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 15m<sup>3</sup>N-dry/h とした。

105℃～120℃では CO<sub>2</sub> 分離膜モジュール 4 本で 90%以上の CH<sub>4</sub> 濃度の精製ガスが得られることがわかった。100℃で CH<sub>4</sub> 濃度が低いのは、100℃ではガス中の水分が凝縮するリスクによりスweepガスにスチームを流せないため、スweepガスを流さない条件としており、CO<sub>2</sub> 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 CO<sub>2</sub> モジュール本数で同等の CH<sub>4</sub> 濃度を得ることができる、膜種 C では A、B と比べて CO<sub>2</sub> の透過速度が低いため、得られる CH<sub>4</sub> 濃度が低いことがわかった。

表 2-1-3 各温度での CH<sub>4</sub> 濃度(%-dry)と CO<sub>2</sub> 分離膜モジュール本数との関係

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

表 2-1-4 はシミュレーターにより算出した、各種原料ガス湿度での精製ガスの CH<sub>4</sub> 濃度と CO<sub>2</sub> 分離膜モジュール本数との関係を示したものである。原料ガス条件は温度 110°C、圧力 150kPa(A)、原料ガス流量:15m<sup>3</sup>N-dry/h、CH<sub>4</sub> 濃度 52.5%-dry、CO<sub>2</sub> 濃度 47.5%-dry である。

膜種 A、B では湿度 40%~90%の領域で 90%以上の CH<sub>4</sub> 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 CH<sub>4</sub> 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、平成 30 年度の実証試験の CO<sub>2</sub> 分離膜モジュールには、膜種 A を採用することとした。

表 2-1-4 各湿度での CH<sub>4</sub> 濃度(%-dry)と CO<sub>2</sub> 分離膜モジュール本数との関係

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



図 2-1-12、図 2-1-13 に平成 30 年度の実証試験で使用する CO<sub>2</sub>分離膜モジュールユニットの外観図と写真を示す。CO<sub>2</sub>分離膜モジュールが 5 本まで並列に繋げることができる構造になっている。

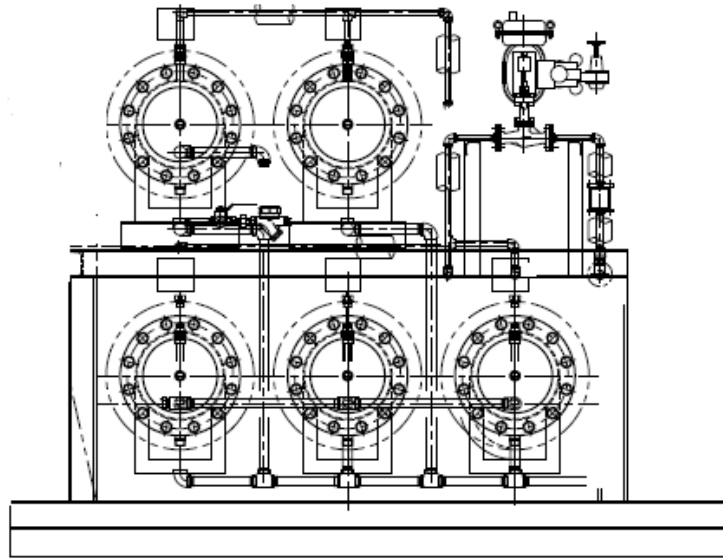


図 2-1-12 CO<sub>2</sub>分離膜モジュールユニット外観図



図 2-1-13 CO<sub>2</sub>分離膜モジュールユニット写真

### (3) CO<sub>2</sub>/CH<sub>4</sub> 選択性の評価結果

図 2-1-14 は、各種湿度条下での CO<sub>2</sub>/CH<sub>4</sub> 選択性 (CO<sub>2</sub> と CH<sub>4</sub> の透過速度の比) の評価結果である。CH<sub>4</sub> に対する CO<sub>2</sub> の選択性は概ね 1,000 以上であり、分離した CO<sub>2</sub> ガス中の CH<sub>4</sub> 濃度は 0.1% 以下になることを確認した。なお、湿度 40% 以下では CH<sub>4</sub> の透過量が少なすぎ、膜を透過したガス中の CH<sub>4</sub> 濃度を測定することができなかつた。

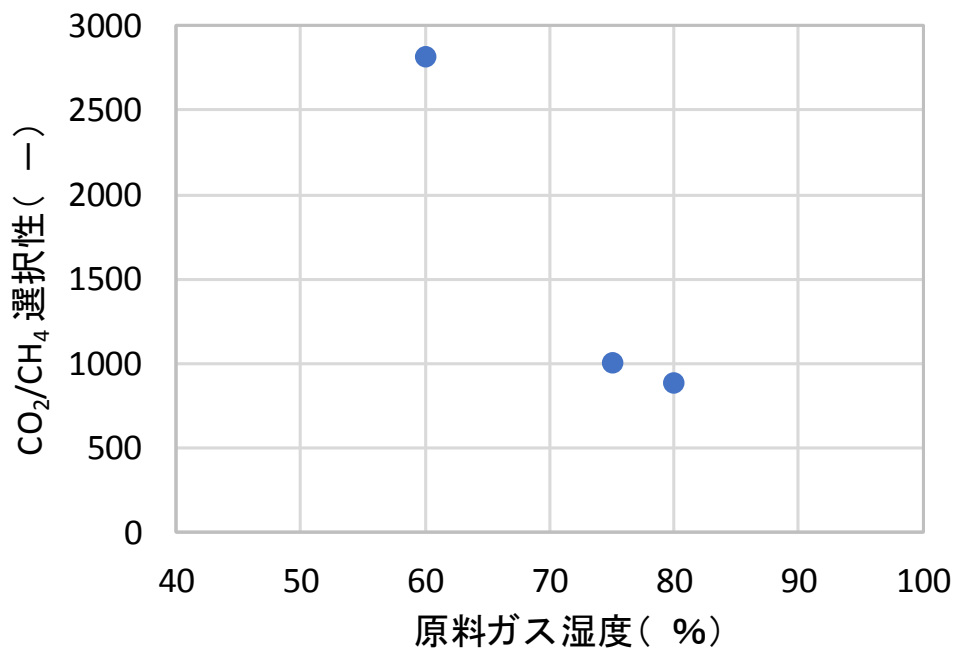


図 2-1-14 各種湿度条件での CO<sub>2</sub>/CH<sub>4</sub> 選択性評価結果

図 2-1-15<sup>3)</sup> は、各種の CO<sub>2</sub> 分離膜の CO<sub>2</sub>/CH<sub>4</sub> 選択性をプロットした図である。一般的な CO<sub>2</sub> 分離膜は、CO<sub>2</sub> の透過速度と選択性がトレードオフの関係にあることが示されている。これは一般的な CO<sub>2</sub> 分離膜では CO<sub>2</sub> の透過速度を上げるためには、膜厚を薄くする必要があり、膜厚を薄くすると膜に微細欠陥ができる可能性が増大するためである。一方、本事業で用いた促進輸送膜は、CO<sub>2</sub> の透過速度が膜厚に依存しにくいという特徴があり比較的膜厚が厚くても非常に大きな CO<sub>2</sub> 透過速度を有するため、高い CO<sub>2</sub> 透過速度と高い選択性を同時に実現できる。

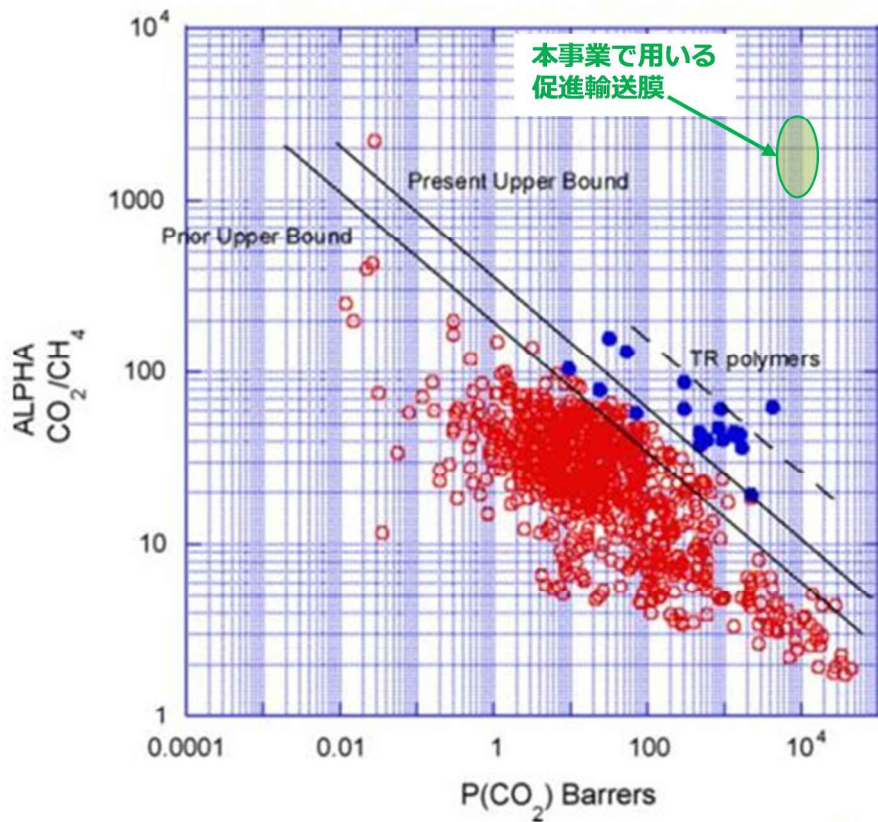


図 2-1-15 各種の膜の CO<sub>2</sub> 透過速度と CO<sub>2</sub>/CH<sub>4</sub> 選択性の関係<sup>3)</sup>

### 1-5. 硫化水素が膜に及ぼす影響

実証試験で使用するバイオガスは脱硫後のガスであり、前述の通り 0.1ppm 未満の濃度である。図 2-1-16 は 0.1ppm を含むガスを膜種 A に供給した場合の CO<sub>2</sub> の透過速度の経時間変化である。0.1ppm でも CO<sub>2</sub> の透過速度は微減している。そこで、実証試験では特殊な脱硫触媒を用いて CO<sub>2</sub> 分離膜モジュールの前段で 1 ppb 未満のレベルまで完全に脱硫する。

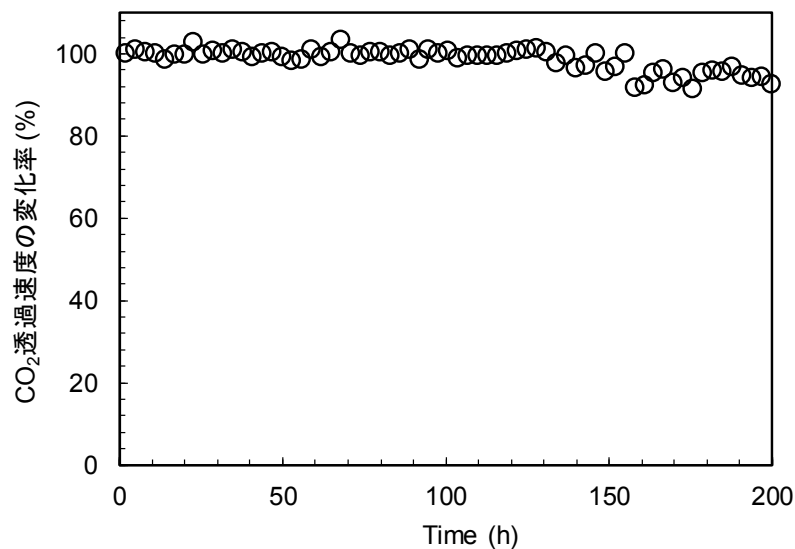


図 2-1-16 0.1ppm の H<sub>2</sub>S を含むガスでの CO<sub>2</sub> 分離膜の CO<sub>2</sub> 透過速度の経時変化

図 2-1-17 は脱硫触媒を充填した容器に 1000 ppm の硫化水素入りガスを、流量を変えて供給し、脱硫器の出口濃度を評価した結果である。図の縦軸は脱硫器出口 H<sub>2</sub>S 濃度であり、横軸は硫化水素入りガスの空間速度である。空間速度は、H<sub>2</sub>S 濃度の検出下限（10 ppb）での値を 1 とした場合の相対値である。本データを基に、触媒の硫黄吸着能力を勘案することで脱硫装置の設計を行った。

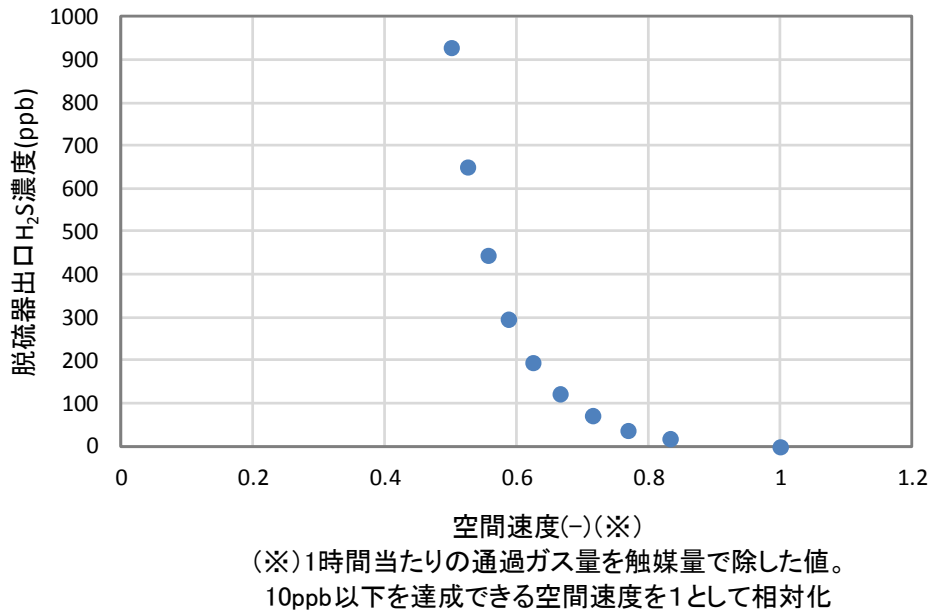


図 2-1-17 空間速度と脱硫器出口 H<sub>2</sub>S 濃度の関係

### 1-6. まとめ

バイオガス発電の高効率化を目指して、CO<sub>2</sub>分離膜をバイオガスに適用するための基礎検討として、各種の膜分離基礎試験を実施した。

各種条件下での膜性能を詳細に測定し、CO<sub>2</sub>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。これを用いて CO<sub>2</sub>分離膜モジュールの性能や必要膜面積、出口ガス組成等を精度よく予測できるようになった。

膜分離シミュレーターを用いた検討の結果、膜種の影響や目的ガス組成を得る上で必要な膜分離条件や膜面積・モジュール本数等の知見を得た。

今年度得られた知見を元に膜分離装置や脱硫装置を設計、試作しており、来年度以降の実証試験に供する。

また、膜分離システムの高効率化・コストダウンにつながる改良型分離膜の適用、膜操作条件の最適化、省エネ型補機等については今後も検討を進めてゆく。

## 2. CO<sub>2</sub>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

### 2-1. 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 CH<sub>4</sub> 濃度には変動がある。この変動によって CO<sub>2</sub> 分離膜で精製したバイオガスの CH<sub>4</sub> 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、CO<sub>2</sub> 分離膜で CH<sub>4</sub> 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 CO<sub>2</sub> 分離膜の適用性を確認する。

平成 29 年度は第 2 章 1 項の「CO<sub>2</sub> 分離膜の最適運転条件の基礎試験」で得られた結果を基に、実証試験の実施計画策定と、実証試験装置の計画・設計・手配を行った。実証試験の実施は平成 30 年度から行う予定としている。

### 2-2. 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 2-2-1、2-2-2)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 2-2-3 に示す。



図 2-2-1 高効率原燃料回収施設棟



図 2-2-2 メタン発酵槽  
(高温乾式メタン発酵)

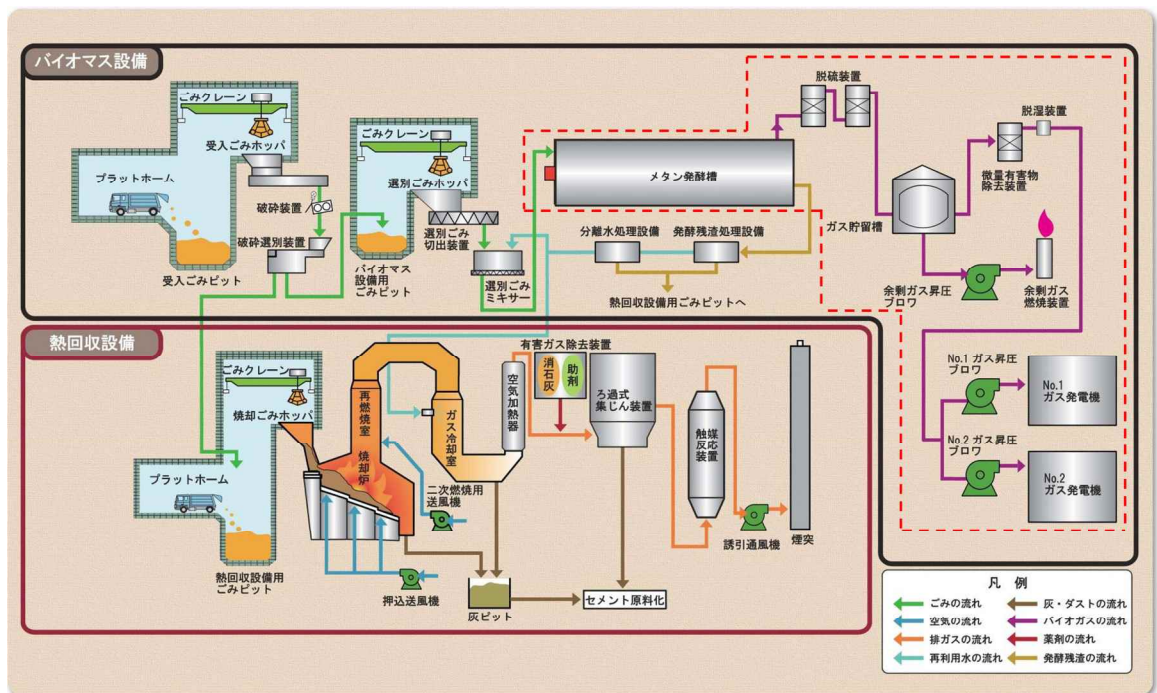


図 2-2-3 メタンガス化コンバインドシステム概略フロー

施設に搬入されるごみは、受入れごみピットに貯留後、破碎選別装置でメタン発酵に適さないプラスチック類等（以下、選別残渣という）と、メタン発酵に適した厨芥類や紙類（以下、選別ごみという）に選別される。選別残渣は熱回収設備用ごみピットに排出されて、併設する熱回収設備の焼却炉で焼却処理される。

選別ごみはバイオマス設備用ごみピットに排出後、選別ごみミキサーでメタン発酵に適した固形分濃度に調整されて、メタン発酵槽へ供給される。メタン発酵槽内は発酵に適した 55℃に保たれており、約 20 日間で選別ごみ中の有機物が分解されて、 $\text{CH}_4$  と  $\text{CO}_2$  を主成分としたバイオガスを発生する。

発生したバイオガスは、硫化水素と微量の不純物を除去した後に、ガスエンジン発電機に供給されて発電利用される。ガスエンジン発電機からの廃熱の一部は、メタン発酵槽の加温に利用される。

メタン発酵槽から排出される発酵残渣は、熱回収設備用ごみピットに排出されて、焼却炉で焼却処理される。

実証試験ではガスエンジン発電機入口（硫化水素、微量不純物除去後）からバイオガスを引き抜き、実証試験装置に供給する。

### 2-3. 実証試験装置

CO<sub>2</sub>分離膜の最適運転条件の基礎試験で得られた結果を基に、実証試験装置の計画・設計・手配を実施した。手配した実証試験装置のフローと物質収支を図 2-2-4、表 2-2-1 に、各機器の主要諸元を表 2-2-2 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約 1/10 (約 15m<sup>3</sup>N/h) を引き抜き、ガス昇圧ブロワで必要圧力まで昇圧後、加温装置 1 と加湿装置で所要の温度と湿度に調整し、CO<sub>2</sub>分離膜モジュールに供給する。

CO<sub>2</sub>分離膜モジュールに供給されたバイオガスは、ガス中の CO<sub>2</sub> が分離膜を透過して CH<sub>4</sub> 濃度が 90%程度まで高められ、精製ガスとして後流の装置に供給される。分離膜の透過側には原料側との CO<sub>2</sub> 分圧差を大きくするために、スweepガスとして水蒸気を供給している。スweepガスは分離された CO<sub>2</sub> と共に大気へ放出される。

CO<sub>2</sub>分離膜モジュールで精製されたバイオガスは、冷却装置で降温してガス中の水分を除去し、加温装置 2 で露点温度以上に昇温した後に、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。

発電効率を 32%\*とすると、発電機の出力は約 25kW となる。

$$15\text{m}^3\text{N/h} \times 52.5\% \cdot \text{CH}_4 \times 35.8\text{MJ/m}^3\text{N} \div 3.6\text{MJ/kWh} \times 32\% (\text{発電効率}) = 25\text{kW}$$

\*実機の 1/10 規模の発電機の効率であり、実機規模 (300kW クラス) では 38%程度の効率となる

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 CH<sub>4</sub> 濃度が 75~100%に対応できる仕様のものとしている。

加温装置や加湿装置で消費する蒸気は、実際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する。

実証試験装置は平成 29 年度中に製作を完了し、平成 30 年度から試験サイトである南但広域行政事務組合のメタンガス化施設に設置して、実証試験を実施する予定としている。







### **第3章 システムⅡ：分離回収したCO<sub>2</sub>の灰への固定化システム**

システムⅠで分離回収したCO<sub>2</sub>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CO<sub>2</sub>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システムの評価を行うために、灰のCO<sub>2</sub>固定可能量と重金属類の溶出抑制効果の確認を行った。また、他のCO<sub>2</sub>利用用途についても調査・検討を実施した。

#### **1. CO<sub>2</sub>固定化試験、重金属類溶出抑制効果の確認**

##### **1-1. 試験目的**

システムⅠで分離回収した高濃度のCO<sub>2</sub>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、ごみ中バイオマス由来のCO<sub>2</sub>を貯蔵することになり、いわゆるカーボンマイナスも可能となる。また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することや、飛灰の中間処理に使用する重金属固定化薬剤の使用量削減が期待できる。

そこで灰のCO<sub>2</sub>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CO<sub>2</sub>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。













## (2) CO<sub>2</sub> 固定化処理前後の灰の XRD 分析結果

図 3-1-6 から 3-1-8 に灰の CO<sub>2</sub> 固定化処理前後の X 線回折分析結果を示す。

いずれの灰も処理前には検出されなかった、炭酸カルシウム (CaCO<sub>3</sub>) のピーク (図中の赤破線部) が見られるようになっており、通気した CO<sub>2</sub> が灰に固定化されていることが確認された。この結果より、飛灰 A の CO<sub>2</sub> 固定量が飛灰 B よりも多い原因として、灰に含まれる Ca 量の違いによることが判る。

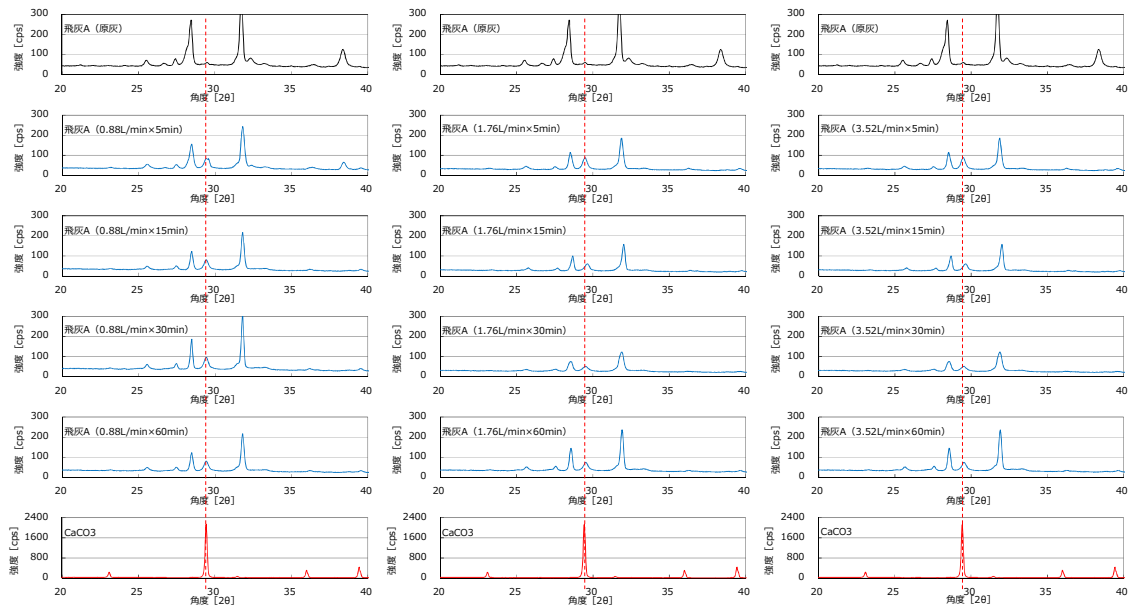


図 3-1-6 CO<sub>2</sub> 固定化処理前後の灰の XRD 分析結果 (飛灰 A)

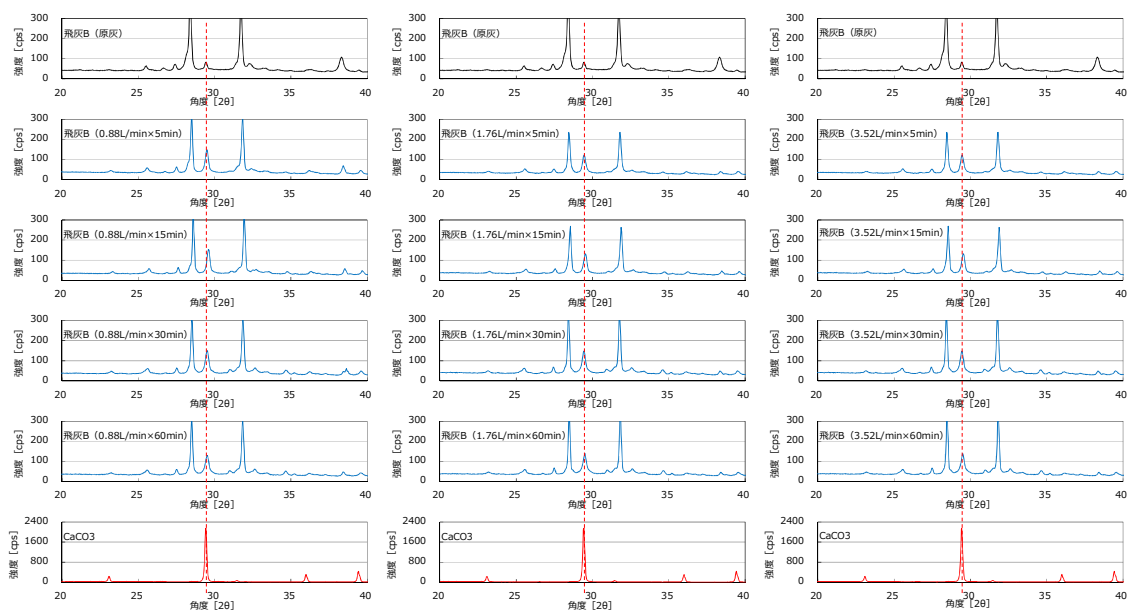


図 3-1-7 CO<sub>2</sub> 固定化処理前後の灰の XRD 分析結果 (飛灰 B)

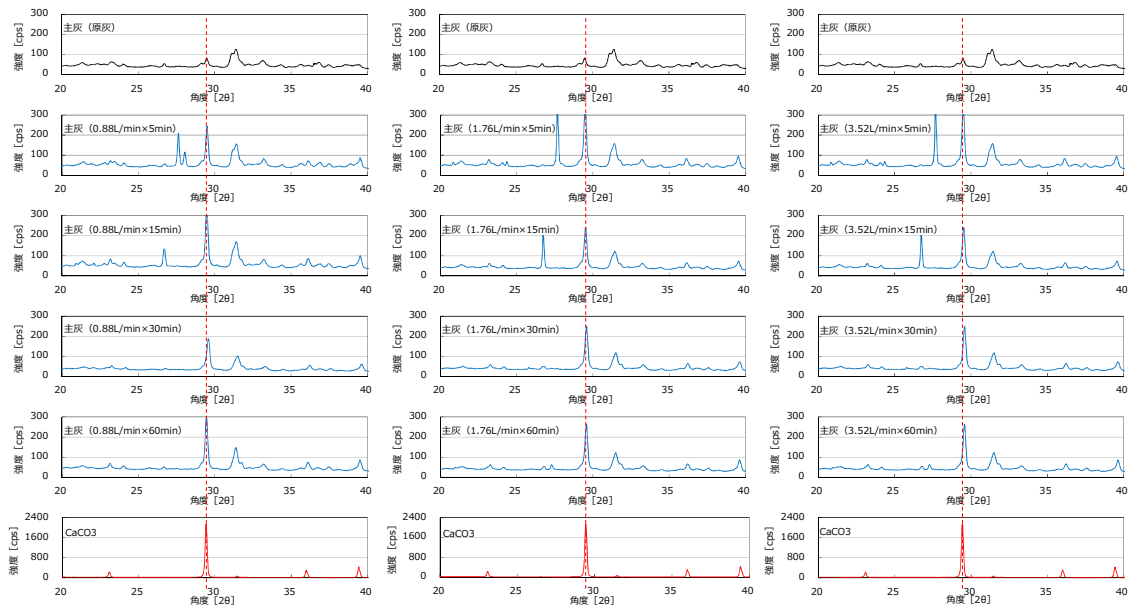


図 3-1-8 CO<sub>2</sub> 固定化処理前後の灰の XRD 分析結果（主灰）

(3) 飛灰の CO<sub>2</sub> 固定化処理前後の重金属類溶出抑制効果

飛灰 A、B の CO<sub>2</sub> 固定化処理前後の鉛溶出試験結果（環告 13 号法）を図 3-1-9 から 3-1-11 に示す（鉛溶出量が検出下限値以下の場合は、下限値の 50%の値で図示している）。

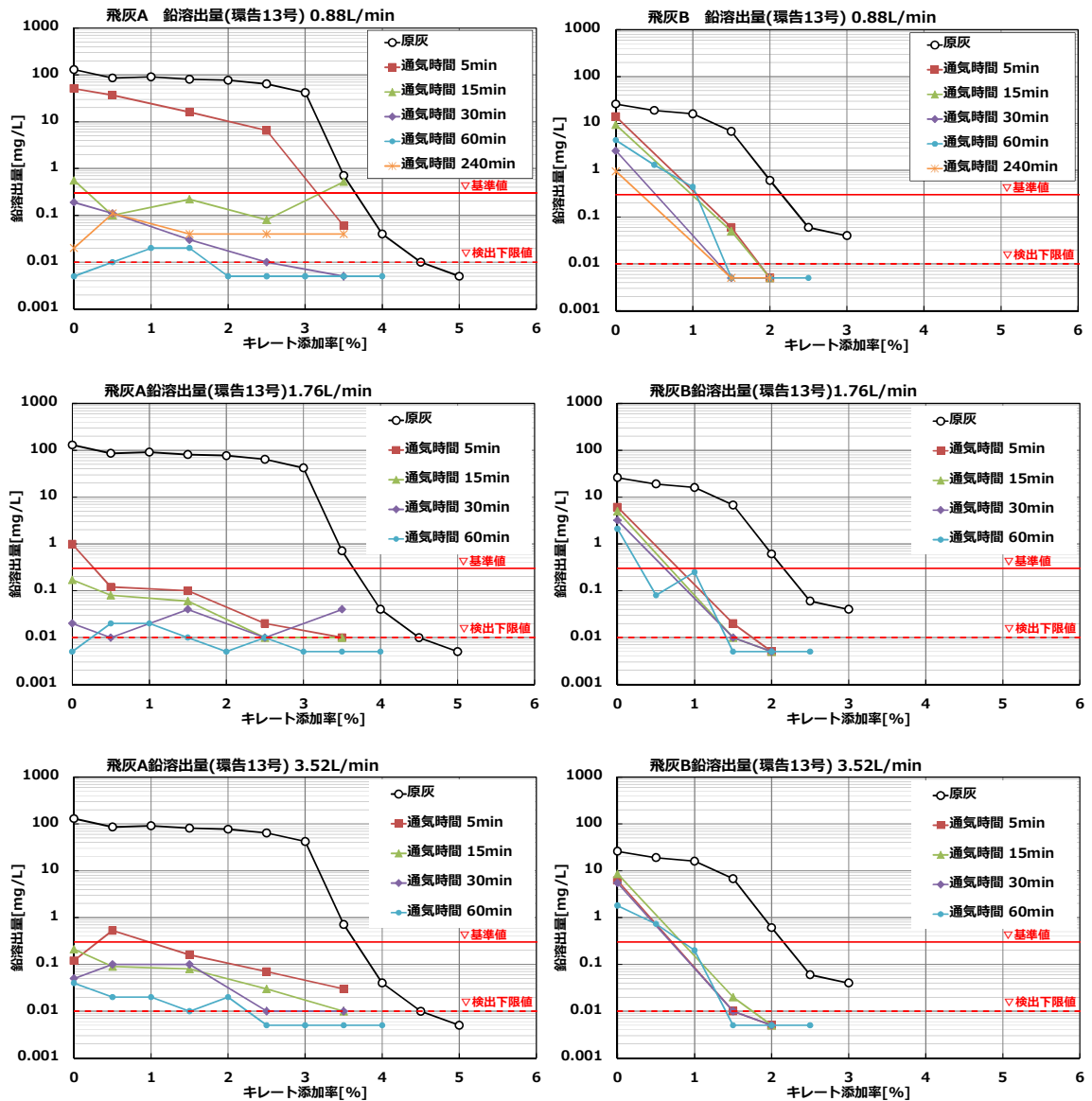


図 3-1-9 飛灰のキレート添加率による鉛溶出量の影響

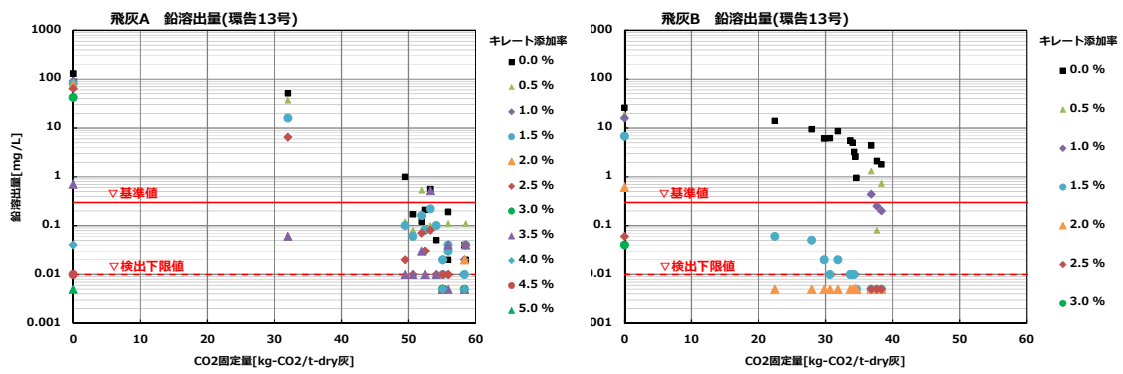


図 3-1-10 飛灰の CO<sub>2</sub> 固定量による鉛溶出量の影響

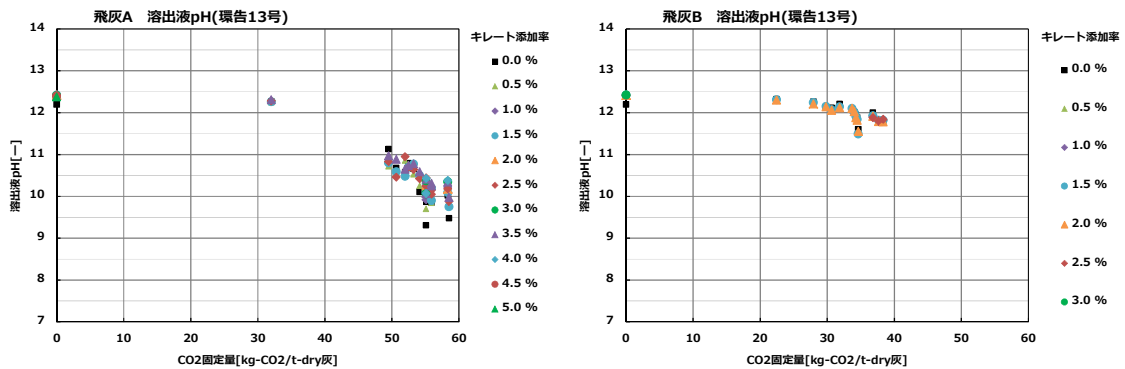


図 3-1-11 飛灰の CO<sub>2</sub> 固定量による溶出液 pH の影響

飛灰の CO<sub>2</sub> 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 (PbCO<sub>3</sub>) されることで、不溶化したものと考えられる。原灰の鉛溶出量を基準値以下とするための必要なキレート添加率は、飛灰 A では 4%以上、飛灰 B では 2.5%以上となっている。飛灰 A では CO<sub>2</sub> 固定量が約 50kg-CO<sub>2</sub>/t-灰以上の場合に、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。一方の飛灰 B では CO<sub>2</sub> を最大量 (約 38kg-CO<sub>2</sub>/t-灰) 固定化してもキレートを添加する必要があるが、1.5%のキレート添加量で基準値以下となっており、CO<sub>2</sub> 固定化処理前よりも少なくなっている。

図 3-1-11 より、飛灰の CO<sub>2</sub> 固定量の増加に伴って溶出液の pH が低下しており、炭酸化によって飛灰のアルカリが中和されていることが判る。

飛灰へのCO<sub>2</sub>固定化処理による鉛溶出量の再現性を確認するため、一部の条件について再分析を実施した（表 3-1-4）。同じ条件でCO<sub>2</sub>固定化処理を行ったが、初回と再分析の結果が大きく異なっており、特に飛灰 B では未処理の原灰と同じオーダーの鉛溶出量が検出されている。今後の課題として、固定化試験方法を含めて原因の解明が必要である。

表 3-1-5 に鉛以外の重金属類の溶出試験結果を示す。CO<sub>2</sub>固定化処理による他の重金属類の溶出量に影響は見られなかった。

表 3-1-4 飛灰の鉛溶出量の再現性確認（単位：mg/L）

キレート 添加率	飛灰 A (3.52L/min × 60min)		飛灰 A (未処理灰)	飛灰 B (3.52L/min × 60min)		飛灰 B (未処理灰)
	初回	再分析	初回	初回	再分析	初回
0.0 %	0.04	0.14	130	1.8	12	26
0.5 %	0.02	0.14	86	0.73	6.3	19
1.0 %	0.02	0.14	91	0.20	1.2	16
1.5 %	0.01	0.10	81	<0.01	0.05	6.8
2.0 %	0.02	0.05	77	<0.01	<0.01	0.61
2.5 %	<0.01	<0.01	64	<0.01	<0.01	0.06
3.0 %	<0.01	<0.01	42	—	—	0.04
3.5 %	<0.01	<0.01	0.71	—	—	—
4.0 %	<0.01	<0.01	0.04	—	—	—
4.5 %	—	—	0.01	—	—	—
5.0 %	—	—	<0.01	—	—	—

表 3-1-5 飛灰のCO<sub>2</sub>固定化処理による重金属類溶出量の影響（単位：mg/L）

項目	飛灰 A		飛灰 B		埋立 基準値
	未処理灰	3.52L/min × 60min	未処理灰	3.52L/min × 60min	
Pb	130	0.14	26	12	<0.3
Cr <sup>6+</sup>	<0.05	<0.05	<0.05	0.06	<1.5
CN	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1	<1
Hg	0.12	0.004	0.0001	0.001	<0.005
アルキル-Hg	<0.0005	<0.0005	<0.0005	<0.0005	不検出
Se	0.04	0.04	0.04	0.02	<0.3
Cd	<0.01	0.02	<0.01	<0.01	<0.3
As	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	<0.3

#### (4) 主灰の CO<sub>2</sub> 固定化処理前後の重金属類溶出抑制効果

主灰の CO<sub>2</sub> 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を図 3-1-12 に示す（鉛溶出量が検出下限値以下の場合は、下限値の 50% の値で図示している）。

主灰は CO<sub>2</sub> 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 CO<sub>2</sub> 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検出下限値以下となっている。

一方の鉛含有量は CO<sub>2</sub> 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は全含有量とは異なり、1 規定の塩酸に溶出する鉛の量を分析するものである。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。

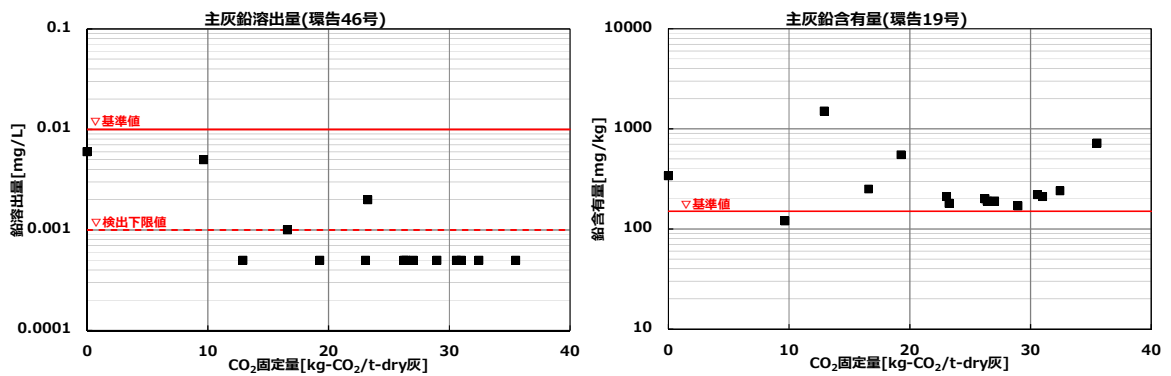


図 3-1-12 主灰の CO<sub>2</sub> 固定量による鉛溶出量、鉛含有量の影響

主灰についても CO<sub>2</sub> 固定化処理による鉛溶出量の再現性を確認するため、また他の重金属類の溶出量と含有量を確認するために、一部の条件について再分析を実施した（表 3-1-6）。

鉛溶出量は初回の試験と同様に CO<sub>2</sub> 固定化処理によって、検出下限値以下となっている。他の重金属類に関しては、Cr<sup>6+</sup>の溶出量が増加し、埋立基準値以下であるが土壤環境基準値を超過した。主灰中の Cr<sup>3+</sup>の電位が酸化側に移行することや、主灰中の CaO を触媒として Cr<sup>6+</sup>に変化していることが考えられる<sup>6)</sup>。

表 3-1-6 主灰の CO<sub>2</sub> 固定化処理による重金属類溶出量、含有量の影響(単位: mg/L)

項目		主灰		土壤環境 基準値
		未処理灰	処理灰(再分析) (0.88L/min × 60min)	
環 告 4 6 号 法 溶 出 試 験	Pb	0.006	<0.001 (初回: <0.001)	<0.01
	Cr <sup>6+</sup>	<0.01	0.08	<0.05
	CN	<0.1	<0.1	不検出
	F	0.1	<0.08	<0.8
	B	0.9	0.8	<1
	Hg	<0.0005	<0.0005	<0.0005
	アルキル-Hg	<0.0005	<0.0005	不検出
	Se	0.02	0.001	<0.01
	Cd	<0.001	<0.001	<0.01
	As	<0.001	<0.001	<0.01
環 告 1 9 号 法 含 有 量 試 験	Pb	340	210 (初回: 220)	<150
	Cr <sup>6+</sup>	<25	<25	<250
	CN	<5	<5	<50
	F	<400	<400	<4,000
	B	<400	<400	<4,000
	Hg	<0.1	<0.1	<15
	Se	<15	<15	<150
	Cd	<15	<15	<150
	As	<15	<15	<150

## 2. CO<sub>2</sub>利用用途についての検討

### 2-1. 背景

CO<sub>2</sub>を併設する焼却施設から発生する主灰や飛灰へ固定化できる量は、システム I で分離回収した CO<sub>2</sub>量の約 5%と少ないため、CO<sub>2</sub>利用に関わる動向調査をもとに、他の利用用途について検討を行った。

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 CO<sub>2</sub>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<sup>7) 8)</sup>。また、火力発電所や高炉などの CO<sub>2</sub>排出施設からの排ガス中に含まれる CO<sub>2</sub>を分離回収する技術も有望視されており、回収した CO<sub>2</sub>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<sup>9)</sup>。

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 CO<sub>2</sub>量は比較的少ない。そのため、回収した CO<sub>2</sub>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 CO<sub>2</sub>量も無視できなくなる。また、日本は地震が頻発する島国であることを考えると、CO<sub>2</sub>の地下貯留場所の長期的安定性を保障することが難しく、CCS 設備自体の貯留候補地が少ないため、実用には長い年月を要すると思われる。

以上より、システム I で分離回収した CO<sub>2</sub>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。分離回収した CO<sub>2</sub>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<sup>10)</sup>、それらの技術を対象として調査し、地産地消の視点を中心に評価することとした。

### 2-2. CO<sub>2</sub>利用用途の調査結果

CO<sub>2</sub>の利用用途として、開発・実用化が進められている用途・技術について調査した。調査は文献およびインターネットなどの公開情報収集、ヒアリングなどにより行った。なお、システム I で分離回収する CO<sub>2</sub>量は、年間ごみ処理量が 14,000 トンの場合、約 1,000t-CO<sub>2</sub>/年となる。

#### (1) 液化炭酸ガス原料

工業分野や食品分野に使用される液化炭酸ガスの多くは、化学プラントや石油プラントの排ガスから分離した CO<sub>2</sub>の精製により製造されている<sup>11)</sup>。液化炭酸ガスは、ドライアイス原料、炭酸飲料原料、アーク溶接のシールドガスおよび冷媒などとして用いられ、年間需要量は液化炭酸ガスが約 80 万 ton-CO<sub>2</sub>/年、ドライアイスが約 20 万 ton-CO<sub>2</sub>/年<sup>12)</sup>である。近年、国内の化学プラントや石油プラントの減



少に伴い、液化炭酸ガスおよびドライアイスの原料が不足傾向にある。その影響で近年のドライアイス国内生産量が減少し、韓国などからの輸入量が増加しており、2016年の輸入量は2万 ton-CO<sub>2</sub>/年以上<sup>1 3)</sup>であったと報告されている。

各液化炭酸ガスメーカーは、全国に数か所の大規模な製造拠点を有し、CO<sub>2</sub>発生源となるプラントから排出されたCO<sub>2</sub>を分離回収→精製→圧縮して液化炭酸ガスを製造している。消費地が製造拠点から離れるにしたがって輸送費が掛かり、ガスの価格が高くなる傾向にある。一方、廃棄物処理施設は全国各地に広く分散するため、ガスの製造拠点から離れた地域においては、液化炭酸ガスの小規模原料供給源として活用できる可能性がある。

## (2) 化成品原料

CO<sub>2</sub>を化成品原料の原料として用いる場合、以下の3つの条件が重要となると考える。

- 高い付加価値

CO<sub>2</sub>（液化炭酸ガス）は比較的安価なガスであるが、回収したCO<sub>2</sub>から付加価値の高い化成品を製造することができれば、収益向上を図ることができる。

- 大量生産

『化成品を製造可能な量』と『CO<sub>2</sub>を利用できる量』は比例関係にあるため、CO<sub>2</sub>排出削減に寄与するには、ある程度大量生産が可能な化成品を対象とする必要がある。

- 再生可能エネルギーの利用

CO<sub>2</sub>を化成品原料として用いる場合、CO<sub>2</sub>の還元または分解反応を伴う。しかし、CO<sub>2</sub>は最高の酸化数（4価）を持った安定した化合物であるため、CO<sub>2</sub>の還元・分解を含む反応は、高温・高圧条件が必要な場合が多く外部エネルギーが必要になる。このため、外部エネルギーの投入に伴うCO<sub>2</sub>排出量の増加を避けるためには、再生可能エネルギーの利用が求められる。

以上の条件を満たすと考えられるCO<sub>2</sub>を原料とした化成品の一覧を表3-2-1に示す。

尿素の製造はインドなどで既に商用化されている<sup>1 4)</sup>。メタノール製造はアイスランドで地熱発電による安価な電気および熱を利用し、2012年に商用化されている<sup>1 5)</sup>。ポリカーボネート製造は国内外で多くの研究開発が行われている。また、スタンフォード大学などでは、PET（ポリエチレンテレフタレート）の代替となるPEF（ポリエチレンフランジカルボキシレート）の原料であるFDCA（2,5-フランジカ

ルボン酸)を製造する研究を行っており、排ガスから回収したCO<sub>2</sub>と農業廃棄物や雑草などの非可食植物材料を石油代替原料として利用し、原料の非石油化を目指している<sup>18)</sup>。

排ガスから回収したCO<sub>2</sub>を用いて重曹を製造する技術の研究開発事例が報告されている<sup>20)21)</sup>。製造した重曹はメタンガス化施設に併設する焼却施設において、酸性ガスの中和処理薬剤として利用することが可能であり、地産地消型のCO<sub>2</sub>利用用途となる。

このように化成品製造原料としてのCO<sub>2</sub>利用に関し、多くの研究開発が進められている(表3-2-1)。

表 3-2-1 CO<sub>2</sub>を原料とする化成品製造事例

No.	項目	内容	出展
①	尿素	<ul style="list-style-type: none"> <li>• <math>2\text{NH}_3 + \text{CO}_2 \rightarrow \text{CO}(\text{NH}_2)_2 + \text{H}_2\text{O}</math></li> <li>• 圧力:15~25MPa、温度:180~200℃</li> <li>• インド、マレーシアで商用プラント(三菱重工業)</li> <li>• 尿素国内生産量:45万トン、輸入量:35万トン(2006)</li> </ul>	14)
②	メタノール	<ul style="list-style-type: none"> <li>• <math>\text{CO}_2 + 3\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{OH} + \text{H}_2\text{O}</math></li> <li>• 圧力:3~10MPa、温度:200~300℃</li> <li>• アイスランドで商用プラント(CRI社、2012年)</li> <li>• メタノール輸入量:183万トン(2001)、全量輸入</li> </ul>	15)
③	エタノール	<ul style="list-style-type: none"> <li>• <math>2\text{CO}_2 + 6\text{H}_2 \rightarrow \text{C}_2\text{H}_5\text{OH} + 3\text{H}_2\text{O}</math></li> <li>• メタノールよりも転換率(選択性)が低い</li> <li>• エタノール輸入量:115万kL(2015)、全量輸入</li> </ul>	16)
④	ポリカーボネート	<ul style="list-style-type: none"> <li>• ビスフェノールやジオールなどとCO<sub>2</sub>の重合で製造</li> <li>• ポリカーボネート国内製造量:29万トン</li> </ul>	17)
⑤	PEF原料	<ul style="list-style-type: none"> <li>• PETの代替となるPEFの原料であるFDCAを製造</li> <li>• ペットボトル国内販売量:56万トン</li> </ul>	18)
⑥	ポリクラトン	<ul style="list-style-type: none"> <li>• ブタジエンとCO<sub>2</sub>の重合で製造</li> <li>• 自動車やスマートフォンの部品として利用可能</li> </ul>	19)
⑦	重曹	<ul style="list-style-type: none"> <li>• <math>\text{CO}_2 + \text{NaOH} \rightarrow \text{NaHCO}_3 \downarrow</math></li> <li>• <math>\text{NaHCO}_3 + \text{NaOH} \rightarrow \text{Na}_2\text{CO}_3 \downarrow + \text{H}_2\text{O}</math></li> <li>• 製造した重曹を焼却施設の酸性ガス中和剤として利用できる</li> <li>• 工業的には一般的にソルベー法で製造される <math>\text{NaCl} + \text{H}_2\text{O} + \text{NH}_3 + \text{CO}_2 \rightarrow \text{NH}_4\text{Cl} + \text{NaHCO}_3 \downarrow</math></li> </ul>	20) 21)

### (3) 人工光合成

植物が行う光合成を太陽光と触媒/酵素を利用して人工的に行い、 $\text{CO}_2$ と $\text{H}_2\text{O}$ から酸素、水素、炭素化合物を生成させる反応を人工光合成という。近年、急速に研究開発が進んでおり、植物のエネルギー変換効率（0.1～2.5%程度）を上回る結果が報告されている。人工光合成の開発事例の一覧を表 3-2-2 に示す。

生成物としては、 $\text{CO}_2$ の還元反応で比較的容易に生成する一酸化炭素（ $\text{CO}$ ）、ギ酸（ $\text{HCOOH}$ ）などの炭化化合物から、水素との合成で得られるメタン（ $\text{CH}_4$ ）、エチレン（ $\text{C}_2\text{H}_4$ ）などの炭化水素、メタノール（ $\text{CH}_3\text{OH}$ ）、エタノール（ $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ ）などの液体燃料まで、種々の物質が報告されている。ただし、現状のエネルギー変換効率は表 3-2-2 に示すようにまだ数%程度であり、目的生成物以外の副生成物の生成割合が高い（目的生成物の選択性が低い）。

また、太陽光を利用する技術としては太陽光発電が実用化されているが、人工光合成をこれと比較した場合に次のようなメリット、デメリットがある。人工光合成のメリットとしては、分離回収した $\text{CO}_2$ を消費できること、液体燃料を製造して貯留輸送が可能となることが挙げられる。一方、デメリットとしては、外部エネルギーは太陽光発電と同様に太陽光だけであるが、エネルギー変換効率が低いため太陽光発電よりも広大なスペースが必要になる。人工光合成の実用化には、今後の研究によりエネルギー変換効率が現在市販されている太陽光発電並み（20%程度）に向上することが必要である。

表 3-2-2 人工光合成開発事例

No.	企業・プロジェクト	内容	出展
①	ARPCHEM (経済産業省)	太陽エネルギーを利用して光触媒によって水を分解し、分離して得られた水素と二酸化炭素からプラスチック原料等基幹化学品(エチレン、プロピレン等のオレフィン)の製造を目指す。 平成 24~33 年度の 10 年間、事業規模は約 150 億円程度。	22)
②	AnApple (文部科学省)	光捕集機能、水の酸化光触媒機能、水素発生光触媒機能、二酸化炭素還元光触媒能の 4 テーマを異分野の研究者により研究。 平成 24 年~28 年度の 5 年間で実施。多くの大学が参加。	23)
③	豊田中央研究所	太陽光エネルギーを利用し、水と CO <sub>2</sub> のみを原料にして有機物を合成する人工光合成の実証に世界で初めて成功(2011 年 9 月)。世界最高のエネルギー変換効率である 4.6%を達成(2016 年 2 月)。 リジウム触媒とルテニウム触媒を使用した半導体基板を開発。	24)
④	東芝	炭素変換率 1.5%達成(2014 年 12 月)。 陽極; 水 + 光 → (Si 系多接合半導体) → 水素イオン + 酸素 + 電子 陰極; 水素 + 電子 + CO <sub>2</sub> → (金ナノ触媒) → CO + 水	25)
⑤	Panasonic	0.2%を達成(2012 年 9 月)。 ギ酸、メタンを生成。	26)
⑥	その他	富士通、昭和シェル、京都大学、大阪市立大学、東京大学など	27) ~ 29)

#### (4) 燃料化 (CO<sub>2</sub>+H<sub>2</sub>、CH<sub>4</sub>)

メタンと CO<sub>2</sub> を反応させ CO と水素を製造する反応 (CH<sub>4</sub>+CO<sub>2</sub>→2CO+2H<sub>2</sub>) をドライリフォーミングと呼ぶ。リフォーミング(改質)は水蒸気を用いた反応(CH<sub>4</sub>+H<sub>2</sub>O→CO+3H<sub>2</sub>)が一般的であるが、ドライリフォーミングのほうがより高いカロリーのガスを得ることができる。本反応では、リフォーミング触媒上に炭素が析出して、触媒性能が低下するカーボンコーキングが起りやすいが、カーボンコーキングを抑制する触媒の研究開発も近年多く報告<sup>30)</sup>されている。

ドライリフォーミングとは反対に、水素と CO<sub>2</sub> を反応させてメタンを製造する反応 (CO<sub>2</sub>+4H<sub>2</sub>→CH<sub>4</sub>+2H<sub>2</sub>O) は、メタネーション反応と呼ばれ、欧州を中心に再生可能エネルギーで製造した水素を用いた実証試験が実施されている。余剰の再生可能エネルギーで発電した電気で水を電気分解して水素を製造し、水素または変換したメタンとして貯留・輸送するシステムは Power to Gas<sup>31)</sup> と呼ばれ、再生可能エネルギーで発電した電気が安価なドイツを中心に組み込まれている。本システムは、再生可能エネルギーの電力比率が高く電力需給のバランス調整が必要な場合には、余剰の再生可能エネルギーの受け皿としての役割も期待できる。また、貯留する燃料としては、既存のガス管を利用できることから、現状では水素よりもメタンのほうが早く実用化されると考えられている。ただし、Power to gas で製造したメタンを燃料としてガスエンジンで発電した場合は、再生可能エネルギーの発電エネルギーを直接利用する場合の 1/5 以下の効率に低下するため、効率改善が今後の課題といえる。

#### Power to Gas の効率についての試算

##### (step1) 再生可能エネルギーを用いた水の電気分解による水素製造

- 現在、水の電気分解の効率は、実証レベルで 60~70%程度 (日本エネルギー経済研究所調べ・2014年)
- 効率 60% とすると 1m<sup>3</sup>N の水素を製造するのに 5.0kWh 必要  
電力: 1kWh=3,600kJ  
水素: 1m<sup>3</sup>N/h=10,780kJ/h⇒10,780kJ/h/(3,600kJ/kWh×0.6)=5.0kWh

##### (step2) メタン製造 4H<sub>2</sub>+CO<sub>2</sub>→CH<sub>4</sub>+2H<sub>2</sub>O

- 水素 1m<sup>3</sup>N と二酸化炭素 0.25m<sup>3</sup>N からメタン 0.25m<sup>3</sup>N が製造される。  
水素: 1m<sup>3</sup>N=10,780kJ  
メタン: 0.25m<sup>3</sup>N=35,800kJ/m<sup>3</sup>N×0.25m<sup>3</sup>N=8,950kJ⇒熱量ロス:1,830kJ(17%ロス)
- 圧縮機動力: 0.5MPa で水素 1m<sup>3</sup>N/h と二酸化炭素 0.25m<sup>3</sup>N/h を圧縮するときの動力 116W=418kJ
- ガス昇温: 20°C→200°Cに昇温すると仮定⇒昇温に必要なエネルギー: 85W=308kJ

##### (step3) ガスエンジンによる発電

- 発電効率 40%とする  
8,950kJ×0.4=3,580kJ=1.0kW

∴ 再生可能エネルギーによる発電量 5.0kWh ⇒ Power to Gas による発電量 1.0kWh  
メタン製造時のロス分 116Wh+85Wh=201Wh ⇐ 0.2kWh

(Power to Gas による発電量-メタン製造時のロス)÷再生可能エネルギーによる発電量  
=(1.0-0.2)kWh÷5.0kWh = 0.16(16%)

### (5) 化石燃料採取

現在、回収した CO<sub>2</sub> がもっとも多く商用で使用されているのが EOR (Enhanced Oil Recovery) といわれる石油増産への利用である。EOR は CCS と CCU を兼用しており、CO<sub>2</sub> を貯留するとともに石油採掘量増加にともなう利益が得られるため、アメリカや中国で大規模な実施例がある。ただし、国内においては実施可能なサイトはほとんどない。

国内では、炭層メタンの回収に排ガスから分離回収した CO<sub>2</sub> を利用する事業計画が夕張市で検討されている<sup>32)</sup>。夕張市のメタン賦存量は 77 億 m<sup>3</sup> と推定されているため、EOR と同様に CO<sub>2</sub> を貯留するとともに未利用のメタンを採掘することができる。炭鉱においてメタンが大量に賦存している場所においてのみ可能な CO<sub>2</sub> 利用法である。

### (6) 農業分野への適用

近年、オランダなどの農業先進国がおこなっている管理型農業では、大型園芸ハウス内に CO<sub>2</sub> ガスを供給して CO<sub>2</sub> 濃度を大気中 (400ppm) の 2~5 倍程度にすることで農作物の収穫量を増加させる手法が普及している。国内においても適用例が出始めており、野菜の他に微細藻類の繁殖への利用も試みられている。国内の農業分野への適用例を表 3-2-3 に示す。

CO<sub>2</sub> の農作物への利用は、CO<sub>2</sub> の一部は植物に吸収されるものの、多くは大気中に放散するため CO<sub>2</sub> 排出量の低減効果は少ない点に留意が必要である (図 3-2-1)<sup>33)</sup>。

表 3-2-3 人工光合成開発事例

No.	項目	内容	出展
①	藻類	佐賀市清掃工場 清掃工場排ガスから化学吸収法で分離回収した CO <sub>2</sub> を化粧品原料(アスタキサンチン)やジェット機燃料となる藻類培養施設に供給	34)
②	トマト	豊川浄化センター バイオガスの精製時に分離される CO <sub>2</sub> を炭酸水として海藻工場に供給。精製された CH <sub>4</sub> はガスエンジン(6kW)で利用。ガスエンジンの排ガス中 CO <sub>2</sub> はトマト工場に供給(2013 年度科学技術戦略推進費プロジェクトに採択)	35)

・ CO<sub>2</sub>利用品の市場とCO<sub>2</sub>使用量 (\*1)

分野	製品	世界市場 (Mt/y)	CO <sub>2</sub> 使用量 (MtCO <sub>2</sub> )	プロセス	寿命 (*2)
化学品	尿素	90	65	アンモニアからの尿素製造	約6か月
	メタノール (COへの添加)	24	<8	CO <sub>2</sub> 改質による合成ガスからの製造	約6か月
	無機炭酸塩	8	3		数十年以上
	有機炭酸塩	2.6	0.2		数十年以上
	ポリウレタン	10	<10	アミンとスズアルコキシド化合物とCO <sub>2</sub> との合成 (AIST)	数十年以上
	ポリカーボネート	3.57 (*3)	0.57 (*4)	ノンホスゲン法、DRC法(旭化成)など	数十年以上
	オレフィン	e.g. IFl> > 120 (*6)	NA	合成ガスとメタノールからの製造	数十年以上
	コンクリート	セメント > 4,000 (*5)	NA	水とセメントの水和反応と、CO <sub>2</sub> と特殊混和材の炭酸 化反応 (中国電力など)	数十年以上
植物	ハウス栽培など	-	固定量は少量	室内CO <sub>2</sub> 約1,000ppm、植物CO <sub>2</sub> 吸収量 数g-CO <sub>2</sub> /m <sup>2</sup> /h	栽培～消費
	微細藻類	-	固定量は少量	CO <sub>2</sub> 利用率25%、供給CO <sub>2</sub> 濃度20vol.% (*7)	培養～燃焼

(\*1) IPCC special report (2005)  
 (\*2) 固定されたCO<sub>2</sub>が大気に放出されるまでのおおよその寿命(IPCC special report(2005)(\*1)より)  
 (\*3) 矢野経済研究所, "エンブラ世界市場に関する調査結果2014"(2014.9)  
 (\*4) 野崎ら, "二酸化炭素から作る新しいプラスチック"(東京大学プレリリース)よりIAEが試算  
 (\*5) US Geological Survey, "Mineral Commodity summaries 2015"  
 (\*6) METI, "世界の石油化学製品の今後の需給動向(総論)" (2013)  
 (\*7) 産業競争力懇談会2011年度プロジェクト最終報告資料(2012.3)

2

図 3-2-1 CO<sub>2</sub>利用品の市場と CO<sub>2</sub> 使用量<sup>3 3)</sup>

2-3. まとめ

各用途のまとめを表 3-2-4 に示す。技術レベルの点から、③人工光合成への利用はまだラボスケール段階であり、実用には 10 年単位の年月を要すると予想されるため、早期の実施は困難である。⑥農業利用は、技術的には比較的容易であり実用可能であるが、CO<sub>2</sub>削減効果の面から考えると前述のとおり CO<sub>2</sub>利用量が限られていること<sup>3 0)</sup> から、広大な用地が必要となり現実的ではない。

表 3-2-4 CO<sub>2</sub>利用用途のまとめ

No.	用途	技術レベル	使用量	地産地消の条件	CO <sub>2</sub> 削減効果
①	液化炭酸ガス	実用	大	地域限定	中:ドライアイス輸入分割減
②	化成品	ラボ・実証	小～大	隣接設備必要	小～大:輸入分割減、石油系原料使用の代替分減少
③	人工光合成	ラボ	小(現状)	広大な敷地必要	大:液体燃料代替可能
④-1	燃料化(メタン化)	実証	大	水素必要	大:LNG 輸入量削減
④-2	燃料化(ドライリフォーミング)	実証	中	隣接する石油化学プラント必要	中:液化炭酸ガス代替
⑤	化石燃料採取	実用・実証	大	地域限定	小:地域に限られる
⑥	農業利用	実用	大	農園必要(容易)	小:一部のみ農作物・藻類が吸収

これ以外の用途に関して、メタン発酵施設が全国各地に広く分散して設置されるため地産地消が可能な用途が望ましいのは前述のとおりであるが、各用途において地産地消を成立させるためには以下のような条件が必要となる。

- ① 液化炭酸ガスへの利用では、現状の製造拠点から離れた地域であること
- ② 化成品への利用では、CO<sub>2</sub>排出設備と化成品製造プラントが隣接すること  
廃棄物処理施設内でCO<sub>2</sub>から重曹を製造すれば、施設内で利用ができる
- ④ 燃料化への利用では、CO<sub>2</sub>排出設備と再生可能エネルギー発電所(水素製造)、石油プラントなどが隣接すること
- ⑤ 化石燃料採取への利用は国内では適用可能なサイトが少なく、非常に限られた地域での実施となる

このように、地域ごとに適したCO<sub>2</sub>用途は異なると考えられるため、いくつかのオプションを保有しておくことが望ましいと考える。

CO<sub>2</sub>削減効果については以下のように留意点がある。①液化炭酸ガスへの利用では、現状も化学プラントなどの排ガスから回収したCO<sub>2</sub>が原料となっており、液化炭酸ガスの代わりに回収したCO<sub>2</sub>を用いる場合は国内トータルで見るとCO<sub>2</sub>削減効果はドライアイスを入力している分に限定されると言える。ただし、国内の化学プラントや石油プラントは海外に拠点を移転するなどにより年々減少しているため、今後国内の液化炭酸ガス源が不足するような事態になれば、廃棄物処理施設は有望な液化炭酸ガス源のCO<sub>2</sub>供給施設となり得ると考える。また、⑤化石燃料採取以外の用途では、CO<sub>2</sub>利用後に比較的短期間で燃焼などにより再びCO<sub>2</sub>として大気中に戻ってしまうことに留意しなければならない。

現状石油系の原料を用いている化成品を、CO<sub>2</sub>を代替原料として製造する場合や、輸入量が多い尿素、メタノール、エタノール、メタン(液化天然ガス)などを、再生可能エネルギーを用いて製造することができれば、国内におけるCO<sub>2</sub>排出削減効果は大きいと言える。

システムIで分離回収したCO<sub>2</sub>を灰へ固定化した場合、固定量は分離回収したCO<sub>2</sub>の5%程度に過ぎない。分離回収したCO<sub>2</sub>から重曹を製造して、併設する焼却施設の酸性ガスの中和処理薬剤として利用することは、地産地消型のCO<sub>2</sub>利用用途となる。そこで、平成30年度に実施するシステムIの実証試験で、分離回収したCO<sub>2</sub>から重曹を製造することを試みる。



## 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（ガスエンジン排ガス）の有効利用について検討を行う。

ガスエンジン排ガス中の NO<sub>x</sub> 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の後処理が必要な場合が多い。システムⅢではガスエンジン排ガスが、低い O<sub>2</sub> 濃度と高い NO<sub>x</sub> 濃度である特性に着目した。ガスエンジン排ガスを併設する焼却炉内に吹込み、後述する焼却炉における NO<sub>x</sub> 低減技術である排ガス再循環システム（EGR）と同等の効果を持たせることにより、ガスエンジン排ガスと焼却炉排ガスの NO<sub>x</sub> を効率よく同時に低下させることが可能となる。さらに、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 CO<sub>2</sub> 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ができる。

EGR による NO<sub>x</sub> 低減メカニズムを以下に示す。

- O<sub>2</sub> 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、炉内を混合・攪拌することによって均一な燃焼場とし、発生した NO<sub>x</sub> とごみの乾燥・燃焼過程において発生する還元性ガス（NH<sub>3</sub>・HCN など）を反応させ NO<sub>x</sub> を分解する。
- 燃焼空気量を低減することにより、還元性ガスの発生を促進し、NO<sub>x</sub> の生成を抑制する。

着目したガスエンジン排ガスの特性より、ガスエンジン排ガスの焼却炉内への吹込みが EGR と同様に NO<sub>x</sub> 低減効果を示すことが期待できる。

そこで、併設焼却炉でのガスエンジン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を行った。

### 1. 燃焼シミュレーション

#### 1-1. 目的

併設焼却炉へガスエンジン排ガスを吹き込んだ場合の、焼却排ガスの性状変化（温度、NO<sub>x</sub>、CO、O<sub>2</sub> など）を調べることを目的とし燃焼シミュレーション（数値解析）を行い評価し、従来燃焼方式や EGR との比較を実施した。

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 項）、小型実験炉の炉形状（計算領域）を用い燃焼シミュレーションを行った。

## 1-2. 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 4-1-1 とした。NO<sub>x</sub> 生成・消滅計算には、前述の解析ソフトに搭載されている NO<sub>x</sub> モデルを用い、NO<sub>x</sub> 生成計算を以下の手順で行った。

- 燃焼シミュレーションを行う（NO<sub>x</sub> 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、O<sub>2</sub> 濃度を用い、NO<sub>x</sub> の生成・消滅計算を行う（ポスト処理）。

燃焼によって発生する NO<sub>x</sub> の多くを占めるものは燃料中に含まれる N 由来の“Fuel NO<sub>x</sub>”であり、この前駆物質となるものは NH<sub>3</sub> と HCN である。そのため、これら 2 物質からの NO<sub>x</sub> 生成を考慮するが、生成速度における定数は当社の納入施設及び小型実験炉の実績で得られた実測値に合うよう調整した数値を用いた。

表 4-1-1 計算モデル

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

(2) 燃焼シミュレーション条件

併設焼却炉へガスエンジン排ガスを吹込んだ場合の効果を、EGR と比較するために、従来燃焼システムと EGR における解析を行った。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。

ガスエンジン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）におけるガスエンジン排ガス量と焼却排ガス量の比率から決定した。ガスエンジン排ガスの組成や温度は、精製後のバイオガス（CH<sub>4</sub> 濃度=90%-dry）を燃料とした場合の数値を、エンジンメーカーのヒアリング結果から設定した。

以下に具体的な設定条件について示す。

① ごみ性状（燃料）条件

小型実験炉では、ごみの代替燃料として RDF を用いている。そのため、燃焼シミュレーションにおける燃料性状も RDF とした。燃料に用いた RDF の性状を表 4-1-2 に示す。

表 4-1-2 燃焼シミュレーションに用いた燃料（RDF）性状

項目	単位	性状	
燃料成分	水分	%-wet	50.6
	灰分	%-dry	9.1
	可燃分 (揮発分+固定炭素)	%-dry	90.9
可燃分組成	C	%-dry	50.16
	H	%-dry	7.09
	O	%-dry	32.18
	N	%-dry	0.84
	S	%-dry	0.04
	Cl	%-dry	0.58
低位発熱量	MJ/kg-wet	9.37	
	kcal/kg-wet	2240	
理論燃焼空気量	m <sup>3</sup> N/kg-wet	2.62	

② ガス条件（燃焼空気比，吹込みガス性状）

燃焼シミュレーションにおけるガス条件を表 4-1-3 に示す。

表 4-1-3 燃焼シミュレーションにおけるガス条件

項目	単位	従来燃焼	EGR	ガスエンジン 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 <sup>※1</sup>	—	1.54	1.32	1.32	
空気温度	℃	20℃(常温)	20℃(常温)	20℃(常温)	
炉出口排ガス量	m <sup>3</sup> N-wet/h	1656	1555	1544	
吹込み排ガス量	m <sup>3</sup> N-wet/h	—	140	185 <sup>※2</sup>	
排ガス吹込み率	%	—	9.0	12.0	
吹込みガス温度	℃	—	140	300	
吹込み ガス性状	O <sub>2</sub>	%-dry	—	8.5	12.0
	CO <sub>2</sub>	%-dry	—	10.9	5.9
	N <sub>2</sub>	%-dry	—	80.6	82.1
	H <sub>2</sub> O	%-wet	—	44.8	7.3
	NO <sub>x</sub>	ppm-dry <sup>※3</sup>	—	50	250

※1:再循環排ガスまたはガスエンジン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、ガスエンジン排ガス量と焼却炉排ガス量の比率から決定

※3:O<sub>2</sub>=12%換算値

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 の排ガス再循環率（炉出口排ガス量に対する EGR ガス量比）を決定した。ガスエンジン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。

- ガスエンジン排ガス吹込み条件の一次空気比及び全空気比は、EGR と同一（1.32）とした。
- 併設焼却炉へ吹込むガスエンジン排ガス量は、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ガスエンジン排ガス量と焼却炉排ガス量の比率から計算した。
- ガスエンジン排ガスの吹込みガス温度は、文献調査<sup>36)</sup>とメーカーヒアリングから得られたガスエンジン出口の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。

- ガスエンジン排ガスの性状は、文献調査<sup>36)・38)</sup>とメーカーへのヒアリングから、ガスエンジンの空気比を 2.2 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ガスエンジン排ガスの模擬ガス作成に使用した LPG とした。
- ガスエンジン排ガス中の NO<sub>x</sub> 濃度は、文献調査<sup>36)・38)</sup>とメーカー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 ガス吹込み位置条件

燃焼シミュレーションのガス吹込み位置を図 4-1-1 に示す。従来燃焼では、二次空気を乾燥段上のノズルと二次燃焼室の前壁・後壁から吹込むとした。EGR では、再循環ガスを乾燥段上から吹込み、二次空気は二次燃焼室の左右壁から吹込むとした。ガスエンジン排ガスの場合も EGR と同様とした。

従来燃焼で二次空気の吹込み位置が EGR・ガスエンジン排ガスと異なるのは、小型実験炉での運転実績において、二次空気を左右壁から吹込む場合と比べて、前壁・後壁から吹込む場合の方が NO<sub>x</sub> 濃度を低くできる傾向が見られたためである（2-3 項の実証試験結果で再確認した結果を示す）。

なお、後述する計算結果における排ガス中の濃度は、図 4-1-1-中の「一次燃焼室出口」「二次燃焼室出口」「炉出口」の各位置で評価した。

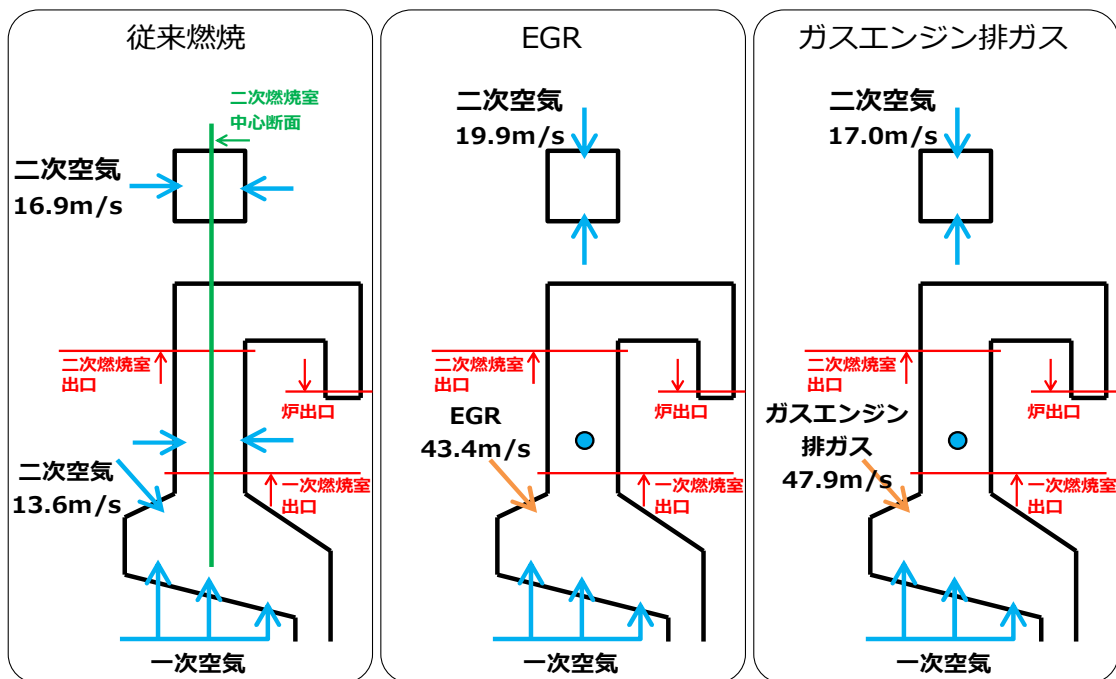


図 4-1-1 燃焼シミュレーションのガス吹込み位置

### (3) 燃焼シミュレーションの評価項目

評価項目を焼却炉内の NO<sub>x</sub>、CO、O<sub>2</sub>、温度の分布と、焼却炉出口における NO<sub>x</sub>、CO、O<sub>2</sub> 濃度、二次燃焼室出口の温度とし、これらをシミュレーションより求め、ガスエンジン排ガス吹込みと EGR での排ガス性状を比較した。

NO<sub>x</sub> の生成・消滅機構は複雑であり、燃焼シミュレーションによる NO<sub>x</sub> 生成量の絶対値はこれまでの経験より実測値と合致しないことが多い。そのため燃焼シミュレーションによる NO<sub>x</sub> 濃度の評価では、絶対値ではなく、相対的な視点で行った。

### 1-3. 解析結果

従来燃焼、EGR、ガスエンジン排ガス吹込みの燃焼シミュレーション結果を以下に示す。図中の NO<sub>x</sub>、CO、O<sub>2</sub> 濃度は、それぞれ湿りガス基準におけるモル分率の生値である。

#### (1) NO<sub>x</sub> 濃度

図 4-1-2 に二次燃焼室中心断面の NO<sub>x</sub> の濃度分布を示す（色が橙→黄→緑→青となるほど濃度が低いことを意味する）。NO<sub>x</sub> の分布は EGR>ガスエンジン排ガス>従来燃焼の順に低く均一に分布する結果であった。また、O<sub>2</sub>=12%換算値の炉出口の NO<sub>x</sub> 濃度は、従来燃焼で 165ppm-dry、EGR で 69 ppm-dry、ガスエンジン排ガスで 98 ppm-dry であり、ガスエンジン排ガス吹込みが EGR 同様に NO<sub>x</sub> 低減効果をもたらすことが示された。しかし、EGR と比べ、ガスエンジン排ガス吹込みの方が炉出口の NO<sub>x</sub> 濃度が高くなっている。その原因は、吹込みガス中の O<sub>2</sub> 濃度がガスエンジン排ガスの方が高いため、NO<sub>x</sub> 抑制効果が弱まったものと推察する。

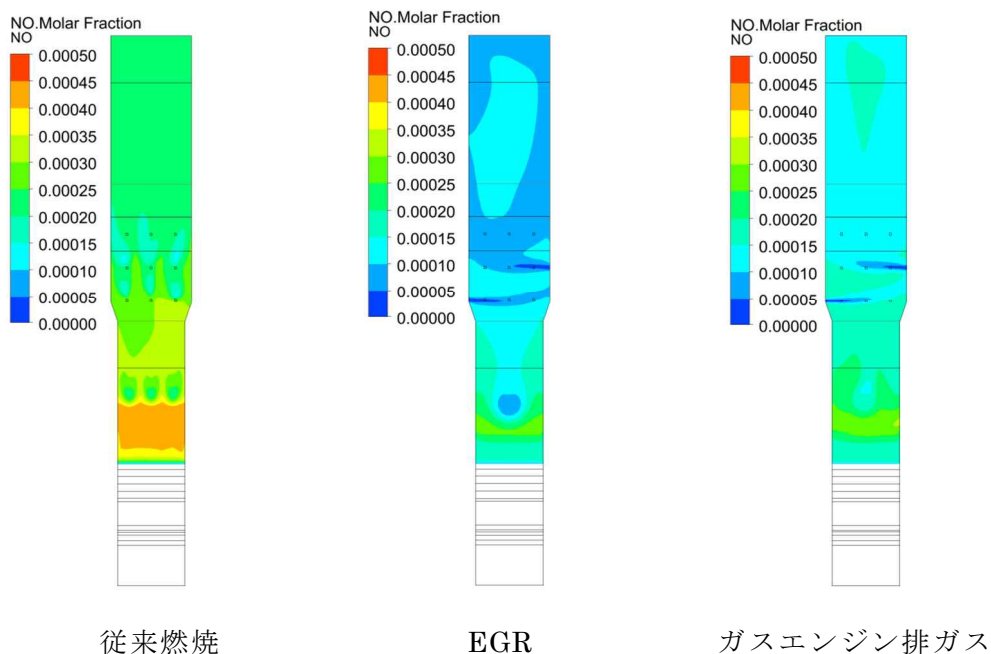


図 4-1-2 NO<sub>x</sub> の濃度分布（二次燃焼室中心断面）

## (2) CO 濃度

図 4-1-3 に CO 濃度分布を示す。一次燃焼室出口における CO 濃度(O<sub>2</sub>換算なし)は、従来燃焼で 1.1%-dry、EGR で 3.0%-dry、ガスエンジン排ガス吹込みで 1.5%-dry であり、還元雰囲気形成が示された。炉出口における CO 濃度 (O<sub>2</sub>=12%換算値)は、従来燃焼で 1ppm-dry、EGR で 3 ppm-dry、ガスエンジン排ガス吹込みで 2ppm-dry であり、低空気比燃焼でも CO 濃度を低く出来ることが示された。

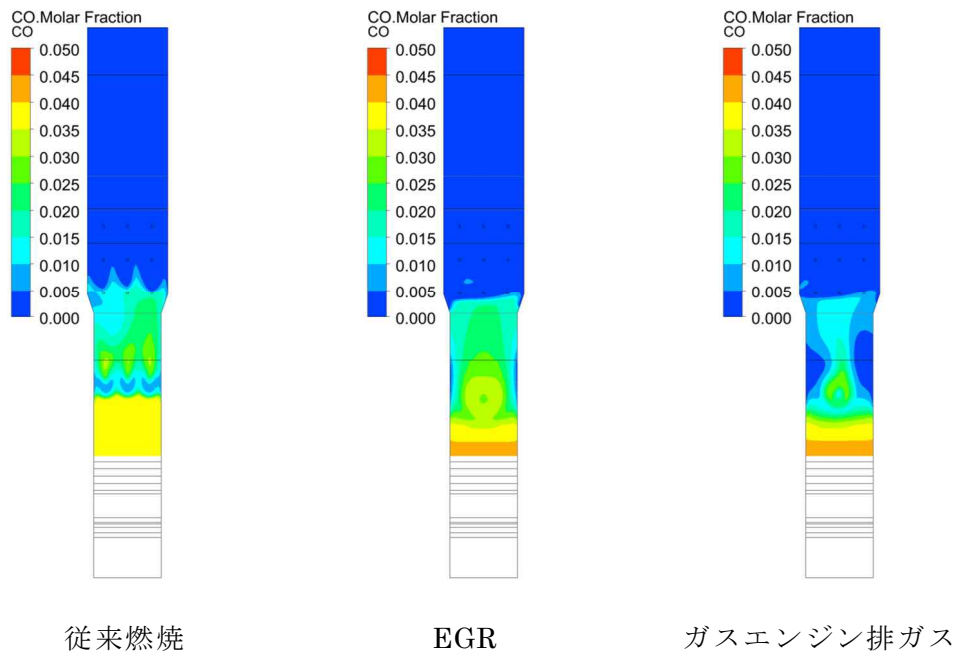


図 4-1-3 CO の濃度分布 (二次燃焼室中心断面)



### (3) O<sub>2</sub> 濃度

図 4-1-4 に O<sub>2</sub> の濃度分布を示す。炉出口の O<sub>2</sub> 濃度は、従来燃焼で 7.5%-dry、EGR とガスエンジン排ガス吹込みで 4.8%-dry であった。一次燃焼室では、どの燃焼方式でも還元雰囲気となっていたが、従来燃焼と比べて EGR とガスエンジン排ガス吹込みの方が還元雰囲気の領域が広がった。二次燃焼室では、従来燃焼よりも、EGR とガスエンジン排ガス吹込みが均一な分布となっていた。

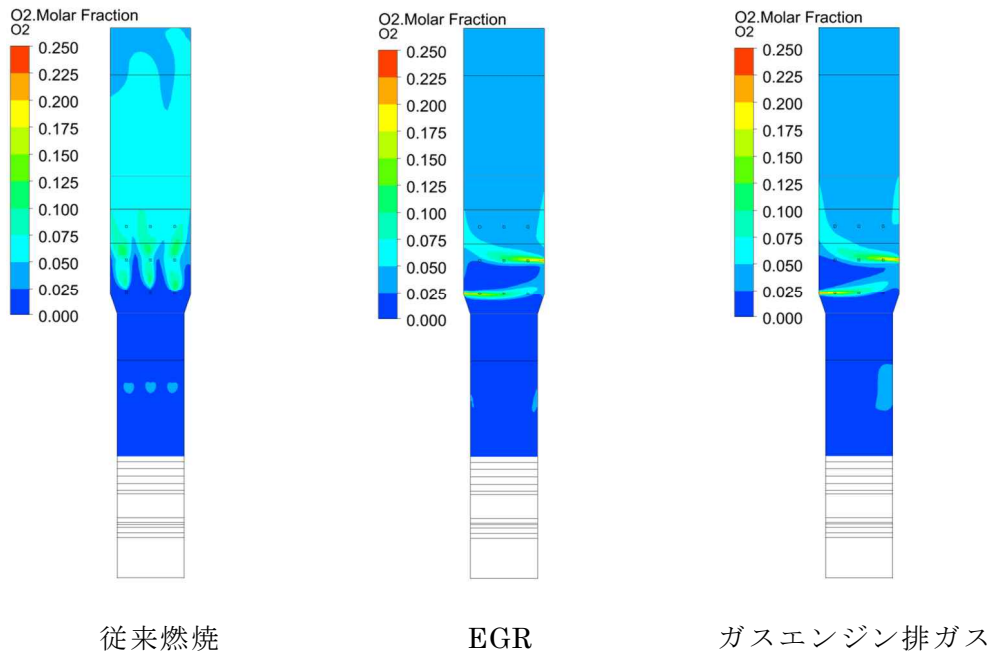


図 4-1-4 O<sub>2</sub> の濃度分布（二次燃焼室中心断面）

#### (4) 温度

図 4-1-5 に温度分布を示す。吹込みガスにより炉内が攪拌された結果、従来燃焼と比べ、EGR とガスエンジン吹込みでは高温場（図中橙色部）の領域が小さく、温度分布が均一になっている。また、高温場領域の縮小により  $\text{NO}_x$  の生成が抑制されたことと、攪拌により還元性ガスと  $\text{NO}_x$  の反応が効果的になされたことにより、炉出口の  $\text{NO}_x$  濃度が低くなったと推測される。

二次燃焼室出口における温度は、従来燃焼で  $894^\circ\text{C}$ 、EGR で  $872^\circ\text{C}$ 、ガスエンジン排ガス吹込みで  $886^\circ\text{C}$  であり、ガスエンジン排ガスを吹込んだ場合でも、ダイオキシン類発生防止等ガイドラインの  $850^\circ\text{C}$  以上を満足できることが分かった。

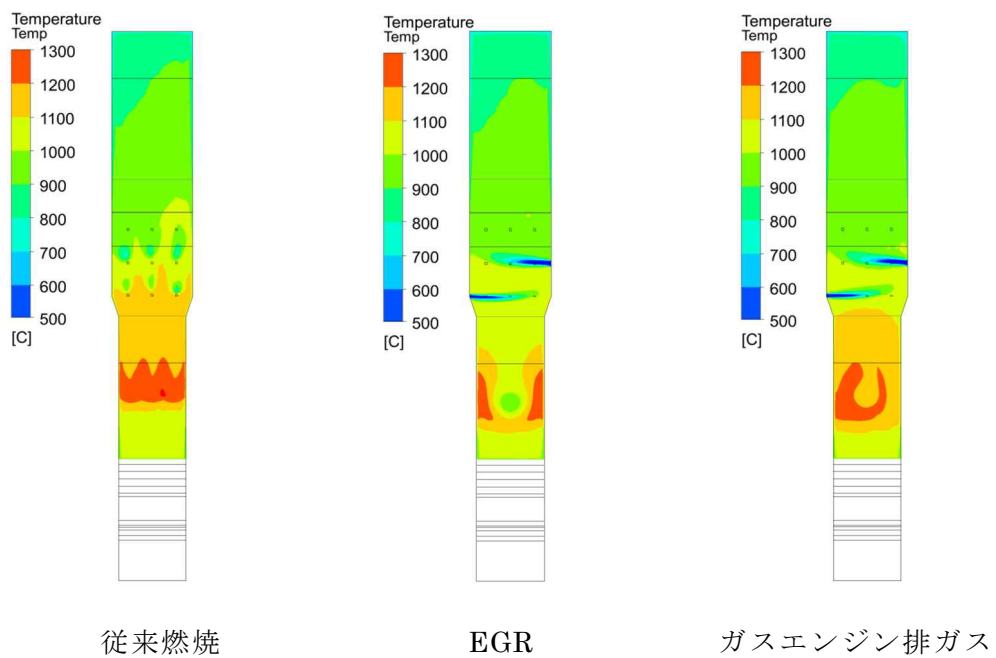


図 4-1-5 温度分布（二次燃焼室中心断面）

(5) 流線

図 4-1-6 に流線を示す。従来燃焼と比べ、EGR とガスエンジン排ガス吹込みでは、一次燃焼室内の広範囲にガス流れがあることがわかった (図中枠線部)。吹込んだガスによって広範囲にガス流れが生じたことにより炉内が攪拌され、還元性ガスと NO<sub>x</sub> の反応が促進され NO<sub>x</sub> 低減につながったと考えられる。

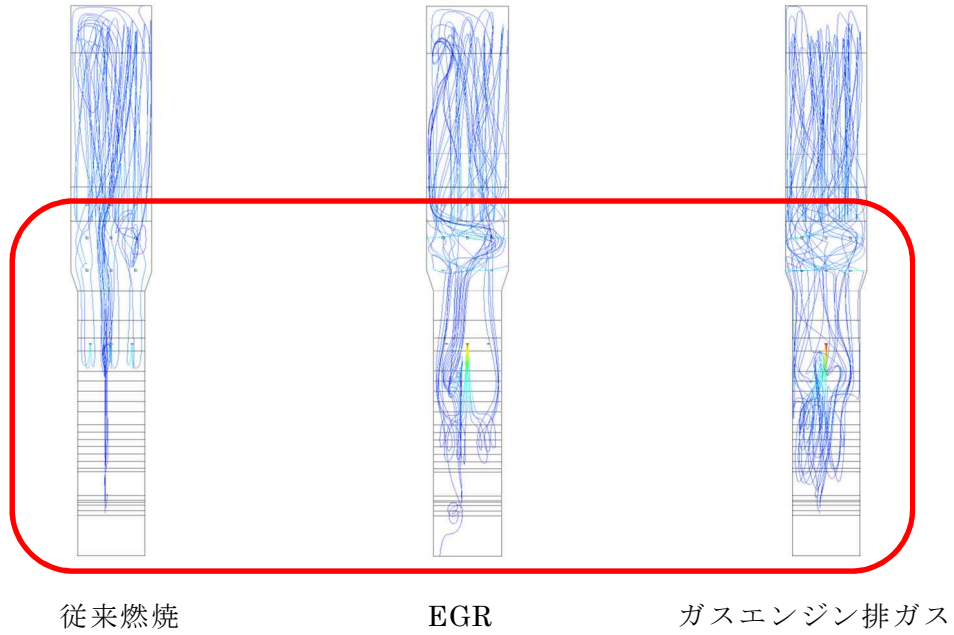


図 4-1-6 流線 (二次燃焼室中心断面)

#### 1-4. 結論

燃焼シミュレーション結果のまとめを表 4-1-4 に示す。

燃焼シミュレーションによる解析結果より、ガスエンジン排ガス吹込みシステムは、

- ① EGR と同様に低空気比燃焼が可能であり、排ガス量を低減できる。
- ② EGR と同様に焼却炉排ガス中の NO<sub>x</sub> を低減するとともに、ガスエンジン排ガス中の NO<sub>x</sub> を同時に低減可能である。

以上より、併設焼却炉へのガスエンジン排ガス吹込みの効果として、排ガス量低減による通風設備の消費電力削減と、NO<sub>x</sub> 低減による脱硝薬剤消費量低減を図れることが示唆された。

表 4-1-4 燃焼シミュレーション結果のまとめ

項目	単位	従来燃焼	EGR	ガスエンジン 排ガス	
一次燃焼室出口 CO 濃度	%-dry	1.1	3.0	1.5	
二次燃焼室出口温度	°C	894	872	886	
炉 出 口	温度	°C	858	832	837
	O <sub>2</sub> 濃度	%-dry	7.5	4.8	4.6
	NO <sub>x</sub> 濃度 <sup>※</sup>	ppm-dry	165	69	98
	CO 濃度 <sup>※</sup>	ppm-dry	1	3	2

※: O<sub>2</sub>=12%換算値

## 2. 小型実験炉での実証試験

### 2-1. 試験目的

ガスエンジン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、焼却炉およびガスエンジン排ガス中の  $\text{NO}_x$  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と期待できる。また EGR と同様に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期待される。

燃焼シミュレーションによる解析では、ガスエンジン排ガスを焼却炉内へ吹込んだ場合では従来燃焼と比較して、EGR と同様に  $\text{NO}_x$  と排ガス量の低減効果が示された。

そこで、これらの燃焼シミュレーションの解析結果を検証するために、小型実験炉において実証試験を行い、ガスエンジン排ガス吹込み方式と従来燃焼方式・EGR との比較評価を行った。

## 2-2. 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 4-2-1 に示す。RDF は同じメーカーから購入しているが、成分が変動するため、性状が表 4-1-2 と異なる。しかし、性状差はわずかであるため、燃焼シミュレーションの解析結果を検証することに問題がないと判断した。

小型実験炉では RDF を燃料とし、一次空気量と二次空気量を燃焼シミュレーションのと同じ値に調整し、炉出口の O<sub>2</sub> 濃度が燃焼シミュレーションの計算結果と同じとなるように RDF の供給量を調節した。

表 4-2-1 RDF 性状

項目	単位	試料		計量方法	
		RDF①	RDF②		
燃料成分	水分	%	46.2	45.6	重量法
	灰分	%-dry	10.61	13.55	重量法
	揮発分	%-dry	89.32	77.26	重量法
	固定炭素	%-dry	0.07	9.19	重量法
可燃成分	C	%-dry	47.64	46.23	CHN 計
	H	%-dry	6.94	6.62	CHN 計
	O	%-dry	32.77	31.66	100-(C+H+N+B・Cl+B・S+灰分)
	N	%-dry	1.18	1.09	CHN 計
	全硫黄 (T・S)	%-dry	0.12	0.10	ポンプ燃焼+イオンクロマトグラフ法
	燃焼性硫黄 (B・S)	%-dry	0.10	0.10	燃焼装置+イオンクロマトグラフ法
	全塩素 (T・Cl)	%-dry	0.77	0.75	ポンプ燃焼+イオンクロマトグラフ法
	燃焼性塩素 (B・Cl)	%-dry	0.76	0.75	燃焼装置+イオンクロマトグラフ法
高位発熱量	kJ/kg-dry	20990	19560	熱量計	
	kJ/kg-wet <sup>※1</sup>	11296	11424	-	
低位発熱量 <sup>※2</sup>	MJ/kg-wet	8.58	8.80	-	
	kcal/kg-wet	2049	2101	-	
理論燃焼空気量	m <sup>3</sup> N/kg-wet	2.69	2.62	-	
見掛比重	-	0.53	0.54	ゆるめ	
	-	0.56	0.58	かため	

※1 高位発熱量(乾ベース)×(100-含水率(%))/100 の計算値

※2 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) ガスエンジン排ガス

小型実験炉における実証試験では、CH<sub>4</sub> 濃度が 90%-dry のバイオガスを燃料としたガスエンジン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ガスエンジン排ガスの模擬ガスとして用いた。表 4-2-2 に示す LPG の燃焼排ガス性状は、CH<sub>4</sub> が 90%-dry のバイオガスを燃料としたガスエンジン排ガス中の O<sub>2</sub> 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 4-2-1 と図 4-2-2 に示す熱風発生炉型 NO<sub>x</sub> 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 O<sub>2</sub> 濃度、NO<sub>x</sub> 濃度、温度、量となるように調整した（各設定根拠は第 4 章 1-2.(2)の再掲）。

表 4-2-2 模擬ガスとガスエンジン排ガスの性状

項目	単位	模擬ガス (LPG)	ガスエンジン排ガス (CH <sub>4</sub> =90%-dry)
吹込み ガス性状	O <sub>2</sub>	%-dry	12.0
	CO <sub>2</sub>	%-dry	5.9
	N <sub>2</sub>	%-dry	82.1
	H <sub>2</sub> O	%-wet	7.3
	NO <sub>x</sub>	ppm-dry <sup>※1</sup>	250
吹込みガス温度 <sup>※2</sup>	°C	300	300
吹込み排ガス量	m <sup>3</sup> N-wet/h	185	185

※1 O<sub>2</sub>=12%換算値

※2 吹込み位置における温度

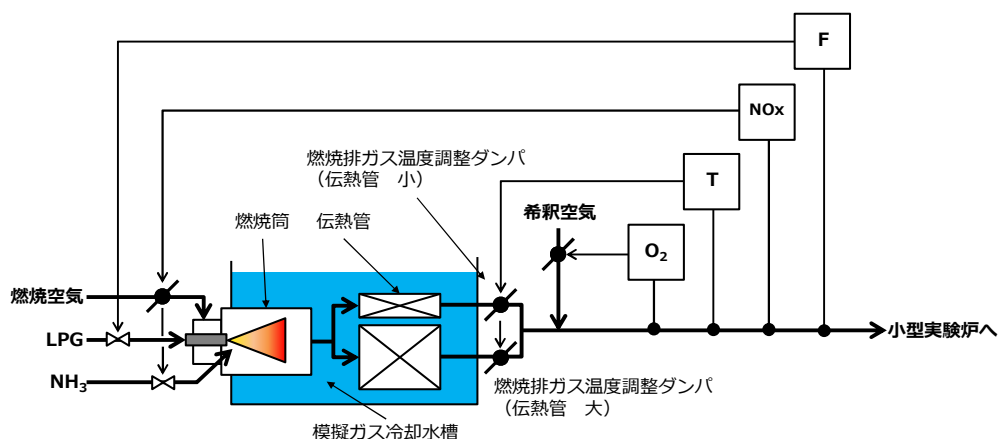


図 4-2-1 熱風発生炉型 NO<sub>x</sub> 発生装置概略フロー



図 4-2-2 熱風発生炉型 NO<sub>x</sub> 発生装置外観

① 模擬ガス中 O<sub>2</sub> 濃度

熱風発生炉型 NO<sub>x</sub> 発生装置出口で LPG 燃焼ガス中の O<sub>2</sub> 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、メーカーヒアリングより、ガスエンジンの燃焼空気比が 2.2 程度である。
- CO<sub>2</sub> 分離膜を適用した場合のバイオガス中の CH<sub>4</sub> 濃度が 90% である。
- 上記条件で得られる燃焼排ガスは O<sub>2</sub> = 12%-dry となる。

② 模擬ガス中 NO<sub>x</sub> 濃度

O<sub>2</sub> 濃度と同様に、LPG 燃焼ガス中の NO<sub>x</sub> 濃度を測定し、目標濃度（250ppm、O<sub>2</sub> = 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 NO<sub>x</sub> 発生装置のバーナー火炎中に NH<sub>3</sub> を投入し、目標濃度となるよう調整した。

目標濃度設定根拠

- 文献調査、メーカーヒアリングより得た、ガスエンジン排ガス（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 (185m<sup>3</sup>N/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 4-2-1)。

目標温度設定根拠

- 文献調査とメーカーヒアリングより得たガスエンジン排ガス (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

試験条件は従来燃焼、EGR、模擬ガス吹込みの3種類とした。表4-2-3に3種類の試験条件における空気比と再循環ガス・模擬ガスの量、温度、組成を示す。EGRと模擬ガスの結果を比較するために、全空気比を揃え試験を行った。

表 4-2-3 試験条件

項目	単位	従来燃焼	EGR	模擬ガス	
一次空気比	—	0.94	0.81	0.81	
二次空気比	—	0.60	0.47	0.39	
空気温度	°C	外気温	外気温	外気温	
全空気比 <sup>※1</sup>	—	1.54	1.32	1.32	
排ガス再循環率(または模擬ガス吹込み率)	%	—	9.0	12.0	
再循環排ガス量(または模擬ガス量)	m <sup>3</sup> N-wet/h	—	140	185	
換算空気比 <sup>※2</sup>	—	—	0.04	0.12	
再循環ガス温度 模擬ガス温度	°C	—	140	300	
再循環排ガス組成	O <sub>2</sub>	%-dry	—	8.5 <sup>※3</sup>	12.0
	CO <sub>2</sub>	%-dry	—	10.9 <sup>※3</sup>	5.9
	H <sub>2</sub> O	%-wet	—	44.8 <sup>※3</sup>	7.3
	NO <sub>x</sub>	ppm-dry <sup>※4</sup>	—	50 <sup>※3</sup>	250
	N <sub>2</sub>	%-dry	—	Other	Other

※1 再循環排ガスまたは模擬ガスに含まれる酸素も加算した空気比

※2 換算空気比

$$= \{ \text{再循環排ガス量(または模擬ガス量)} \times \text{同ガス O}_2 \text{ 濃度(\%-dry)} \div 21 \} \div \text{理論空気量}$$

※3 既存の運転データを参考にシミュレーションで用いた数値

※4 O<sub>2</sub>=12%換算値

#### (4) 試験装置

図 4-2-3 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 4-2-3 中※1) と二次燃焼室の前壁・後壁(図 4-2-3 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 (BF) 出口から一部引抜いた排ガスを循環ガスとし、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。模擬ガスも循環ガスと同様に、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。吹込みガスの流速を、循環ガスで 43.3m/s、模擬ガスで 49.0m/s とし、ほぼ同じ流速とした。

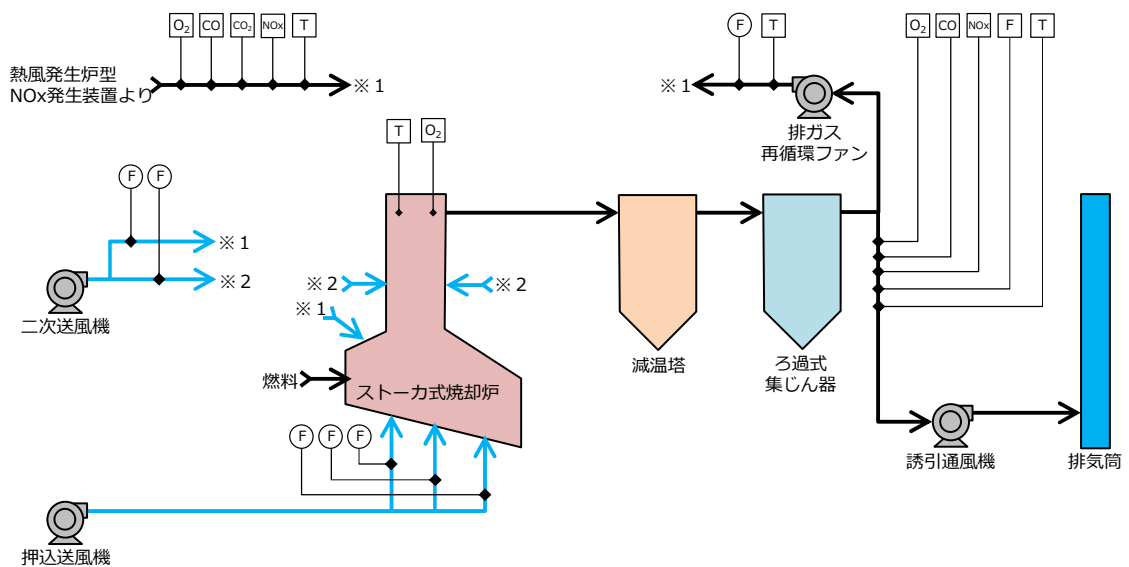


図 4-2-3 試験装置フロー

### (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の妥当性を検証するために、実証試験で炉出口ガス中の O<sub>2</sub> 濃度が表 4-2-4 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、BF 出口ガス中の NO<sub>x</sub>、CO、O<sub>2</sub> 濃度を分析（連続分析計）した。BF 出口ガス中の NO<sub>x</sub>、CO、O<sub>2</sub> 濃度が表 4-2-4 に示した燃焼シミュレーション結果と同様の傾向となるのかを調べ評価を行った。測定項目は炉出口ガス中の O<sub>2</sub> 濃度と BF 出口ガス中の NO<sub>x</sub>、CO、O<sub>2</sub> 濃度、二次燃焼室出口ガス温度とし、測定箇所は図 4-2-3 に示す場所とした。

NO<sub>x</sub> と O<sub>2</sub> は NO<sub>x</sub>-O<sub>2</sub> 分析計（NOA7000、島津製作所）、CO と CO<sub>2</sub> は CO-CO<sub>2</sub> 分析計（CGT7000、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。

模擬ガス中の NO<sub>x</sub> を生成させるために熱風発生炉型 NO<sub>x</sub> 発生装置へ投入した NH<sub>3</sub> が、未反応のまま残留している場合、小型実験炉内における脱硝・NO<sub>x</sub> 生成に影響を及ぼす。そこで模擬ガス吹込みノズル近傍で模擬ガス中の NH<sub>3</sub> 分析（手分析）により残留 NH<sub>3</sub> の有無を調べた。

表 4-2-4 燃焼シミュレーションの結果

	単位	従来燃焼	EGR	ガスエンジン 排ガス
炉出口 NO <sub>x</sub> 濃度*	ppm	165	69	98
炉出口 CO 濃度*	ppm	1	3	2
炉出口 O <sub>2</sub> 濃度	%-dry	7.5	4.8	4.6
二次燃焼室出口温度	°C	894	872	886

\*O<sub>2</sub>=12%換算値

## 2-3. 試験結果

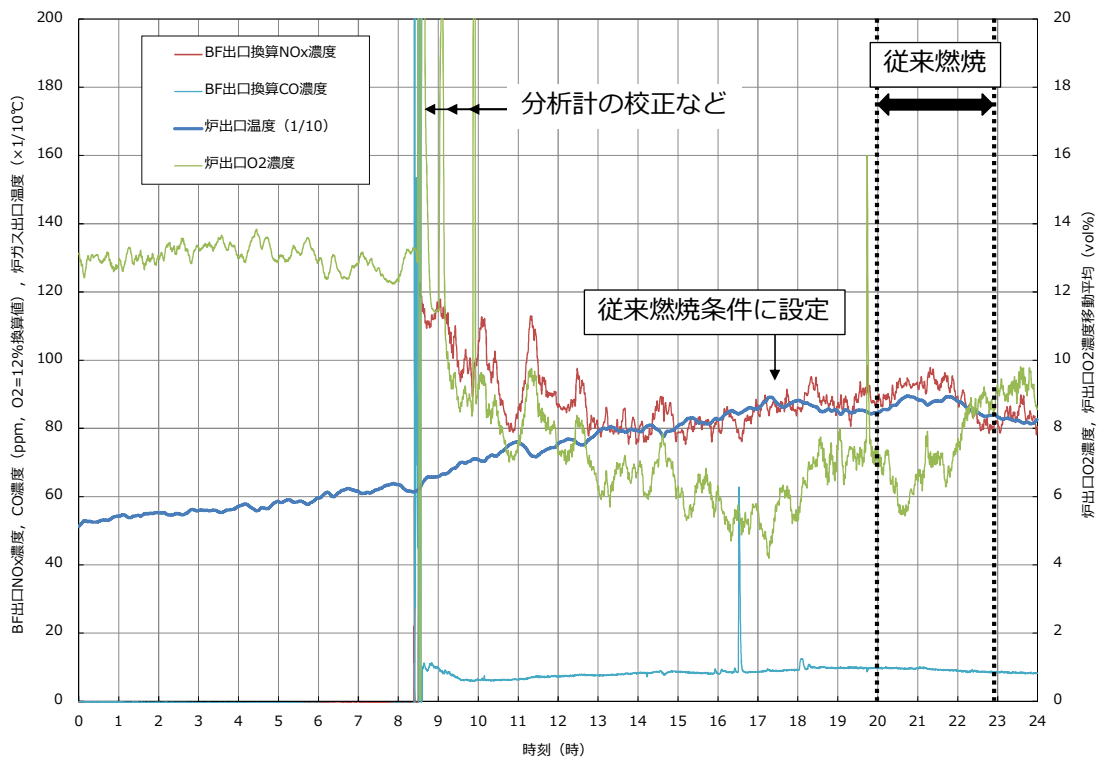
### (1) トレンドデータ

図 4-2-4～図 4-2-6 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 NO<sub>x</sub>、CO 濃度、炉出口 O<sub>2</sub> 濃度、炉出口ガス温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。

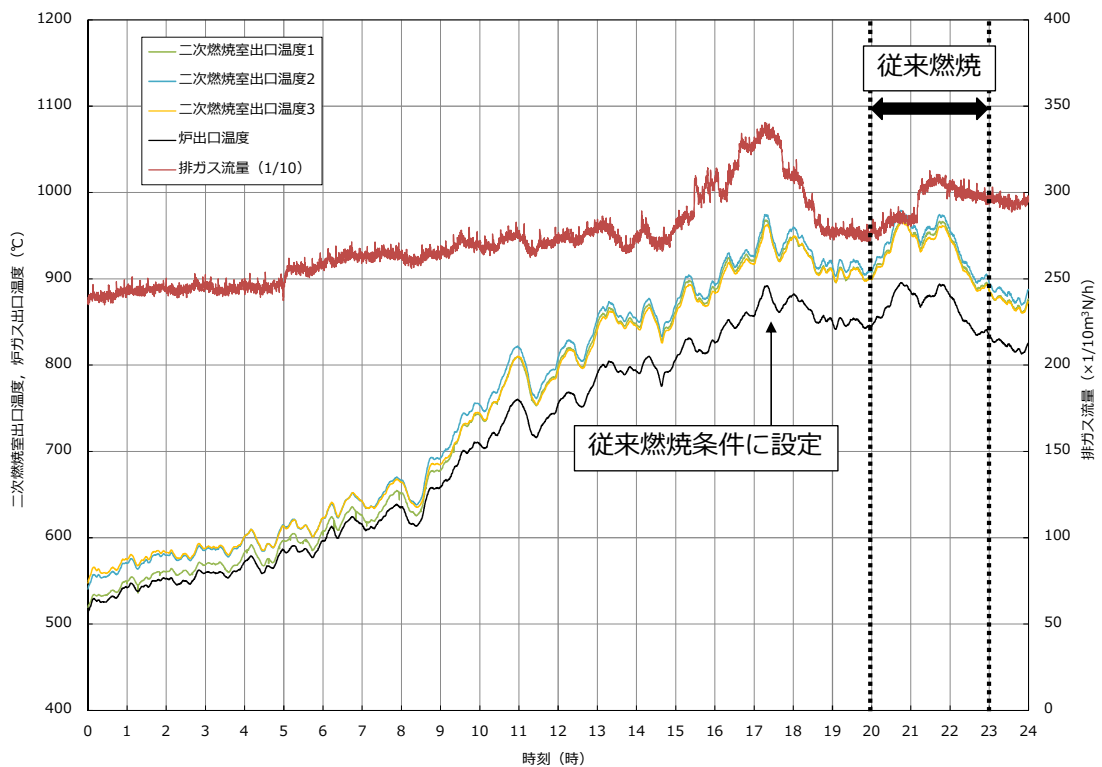
炉出口の O<sub>2</sub> 濃度が設定値となるように、燃料の供給量を調整して小型実験炉の運転を行ったが、燃料の供給過程でブリッジするなどし燃料供給量の変動したので、炉出口の O<sub>2</sub> 濃度の測定値も変動した。そのため、炉出口の O<sub>2</sub> 濃度平均値を求め設定値に近い 3 時間のデータを抽出しデータ分析に用いた。

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ため、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る。

なお従来燃焼においては二次空気を二次燃焼室の前壁・後壁から吹き込む条件としたことに対する比較条件として、側壁から吹き込んだ場合の結果（従来燃焼別パターン）も比較データとして用いた。

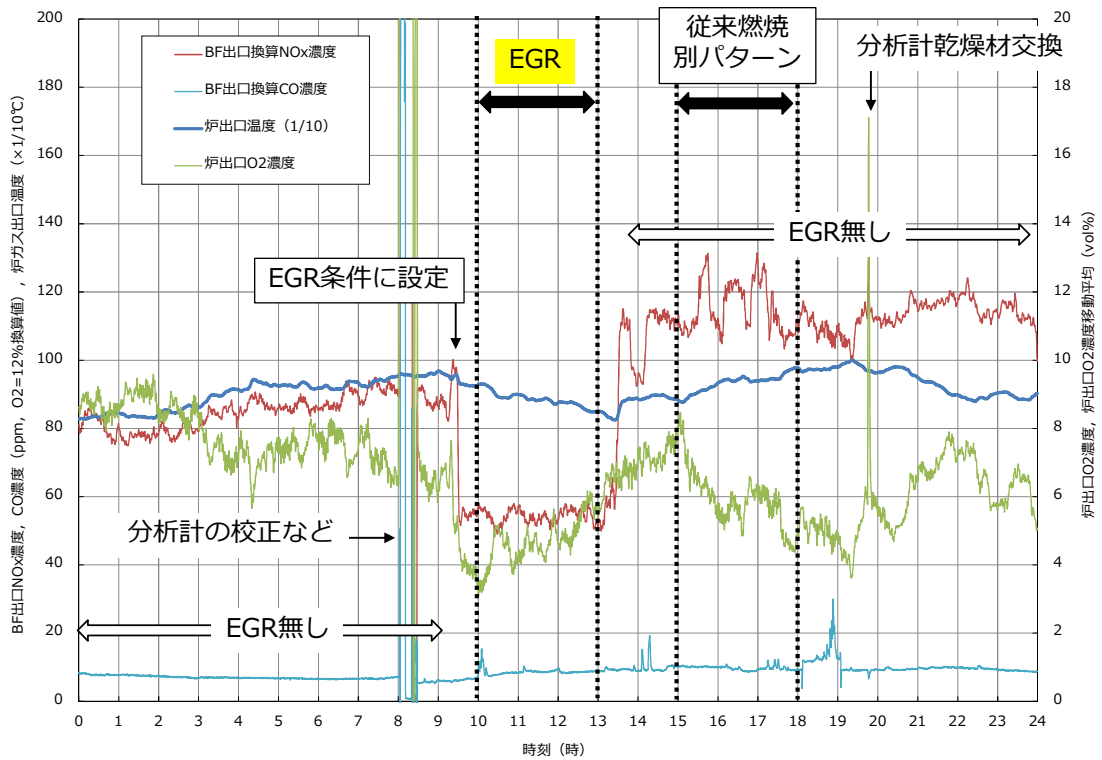


(a) BF 出口 NO<sub>x</sub>、CO 濃度、炉出口 O<sub>2</sub> 濃度、炉出口ガス温度の瞬時値の経時変化

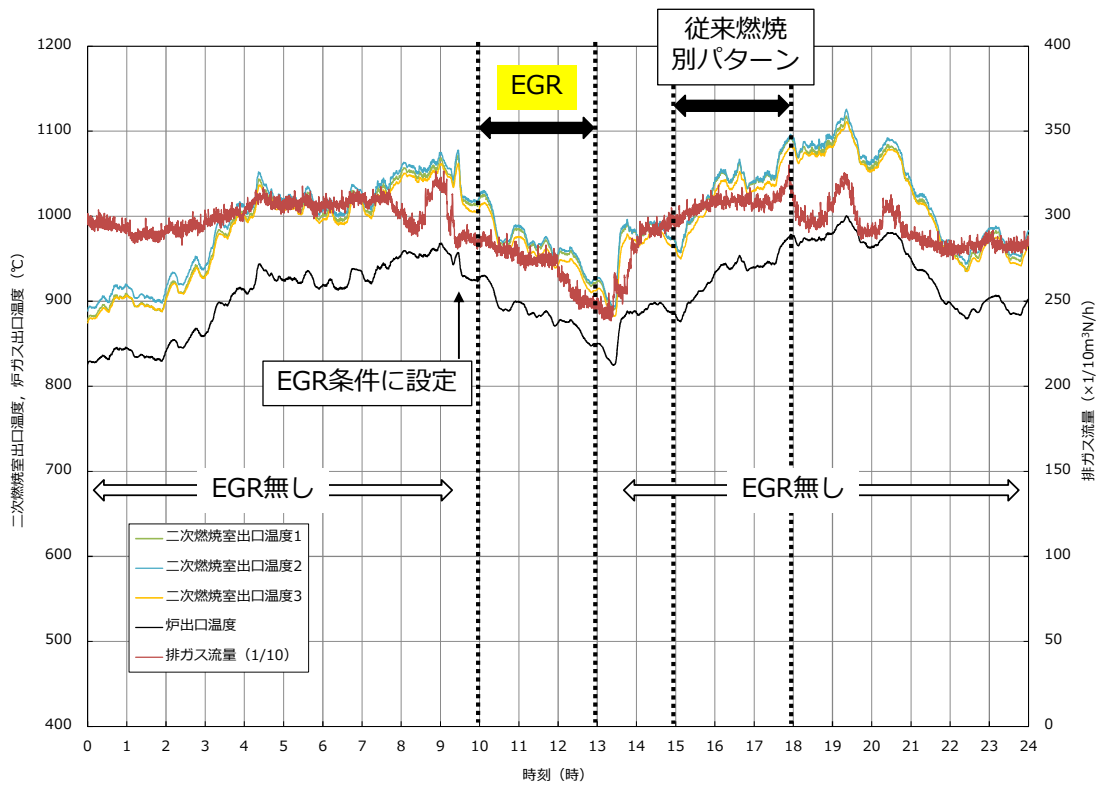


(b) 二次燃焼室出口温度、炉出口温度、BF 出口排ガス量の瞬時値の経時変化

図 4-2-4 トレンドデータ 1

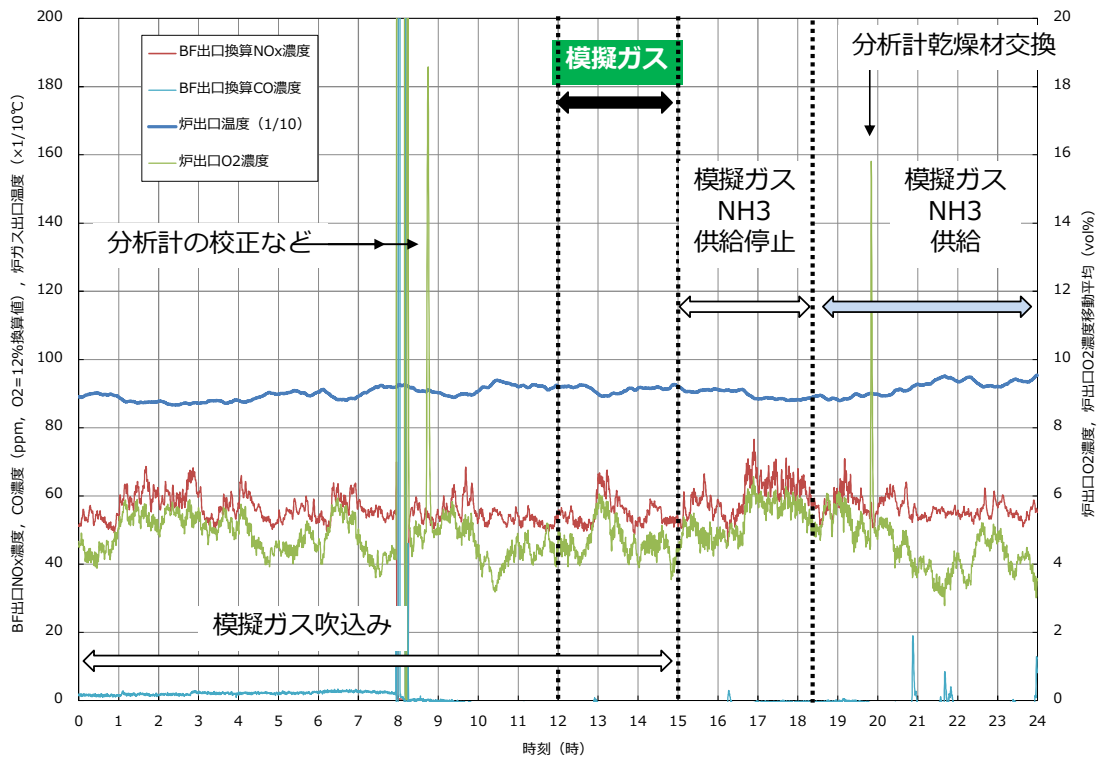


(a) BF 出口 NO<sub>x</sub>、CO 濃度、炉出口 O<sub>2</sub> 濃度、炉出口ガス温度の瞬時値の経時変化

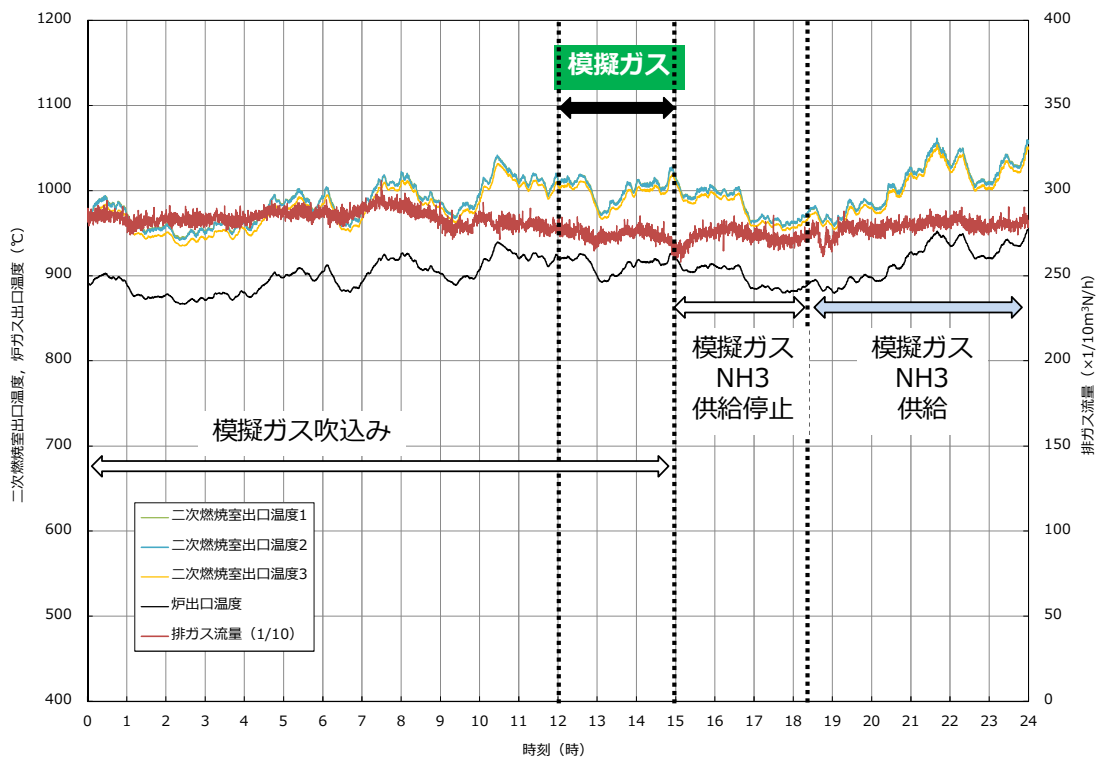


(b) 二次燃焼室出口温度、炉出口温度、BF 出口排ガス量の瞬時値の経時変化

図 4-2-5 トレンドデータ 2



(a) BF 出口 NO<sub>x</sub>、CO 濃度、炉出口 O<sub>2</sub> 濃度、炉出口ガス温度の瞬時値の経時変化



(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 4-2-6 トレンドデータ 3



## (2) 模擬ガス成分のトレンド

図 4-2-6 の模擬ガス抽出データに前後 1 時間を加えた模擬ガス成分のトレンドを 図 4-2-7 に示す (NO<sub>x</sub> 濃度は O<sub>2</sub>=12%換算値)。図 4-2-7 で、NO<sub>x</sub> 濃度が上昇した部分がみられるが、これは NH<sub>3</sub> の供給量が減少し NO<sub>x</sub> 濃度が低下する現象が起こったので、手動で NH<sub>3</sub> の供給量を調整したためである。NH<sub>3</sub> 供給量の減少は、供給した NH<sub>3</sub> ガス中に含まれる不純物によるノズルの閉塞と考えられる。しかし、抽出データ期間中の模擬ガス中の成分はほぼ一定に制御でき、表 4-2-3 に示した設定値と一致したので、抽出データを分析データとして用いることに問題がないと判断した。

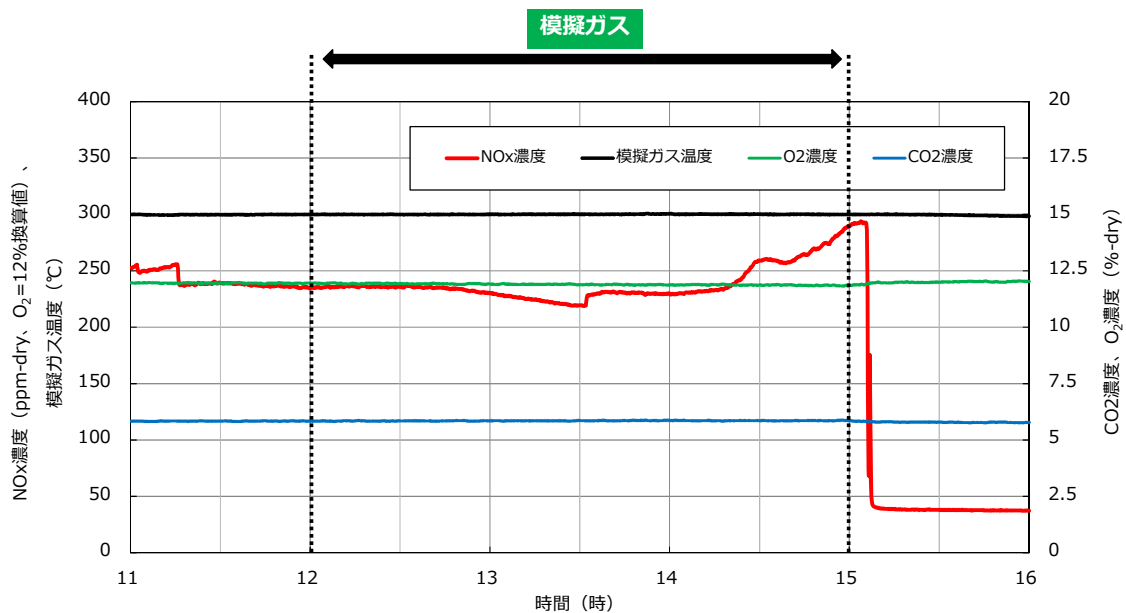


図 4-2-7 模擬ガス成分のトレンド

表 4-2-5 に抽出データの期間における模擬ガス中の NO<sub>x</sub> 濃度、CO<sub>2</sub> 濃度、O<sub>2</sub> 濃度、模擬ガス温度の平均値、標準偏差、変動係数（＝標準偏差×100/平均値）を示す。

模擬ガス中の NO<sub>x</sub> 濃度は前述したように、NH<sub>3</sub> 供給量の手動調整を行ったので変動があったが、変動幅は小さかった。また平均値は 238ppm と目標値との比が 0.95 でほぼ等しいといえる。

模擬ガス中の O<sub>2</sub> 濃度、CO<sub>2</sub> 濃度、模擬ガス温度は、ほぼ変動がなく、一定であったといえる。設定値に対する平均値の比率が、O<sub>2</sub> 濃度で 0.99、CO<sub>2</sub> 濃度で 0.99、模擬ガス温度 1 であり、設定どおりであった。

表 4-2-5 模擬ガス中の各成分の平均値、標準偏差、変動係数

	NO <sub>x</sub> 濃度* ppm-dry	O <sub>2</sub> 濃度 %-dry	CO <sub>2</sub> 濃度 %-dry	模擬ガス温度 °C
平均値	238	11.9	5.85	300
標準偏差	15.0	0.03	0.01	0.17
変動係数	6.30	0.26	0.18	0.06
目標値	250	12.0	5.9	300

\*O<sub>2</sub>=12%換算値

LPG 流量測定値が 3.35m<sup>3</sup>N/h、模擬ガス中の O<sub>2</sub> 濃度平均値が 11.9%-dry であることから、模擬ガス流量の計算値は 182m<sup>3</sup>N-wet/h となり、ほぼ目標値（185m<sup>3</sup>N-wet/h）どおりであった。

また、模擬ガス中に含まれる残留 NH<sub>3</sub> の手分析を行った結果、残留 NH<sub>3</sub> は 1ppm 未満であった。このため、模擬ガス吹込みによる NO<sub>x</sub> 低減には、残留 NH<sub>3</sub> の影響がないことが明らかとなった。

(3) 従来燃焼、EGR、模擬ガス吹込みによる変化

図 4-2-8 に従来燃焼、EGR、模擬ガス、従来燃焼別パターンでの抽出データを、表 4-2-6 にそれぞれの条件における測定項目の平均値を示す（比較のため並列に表示した）。

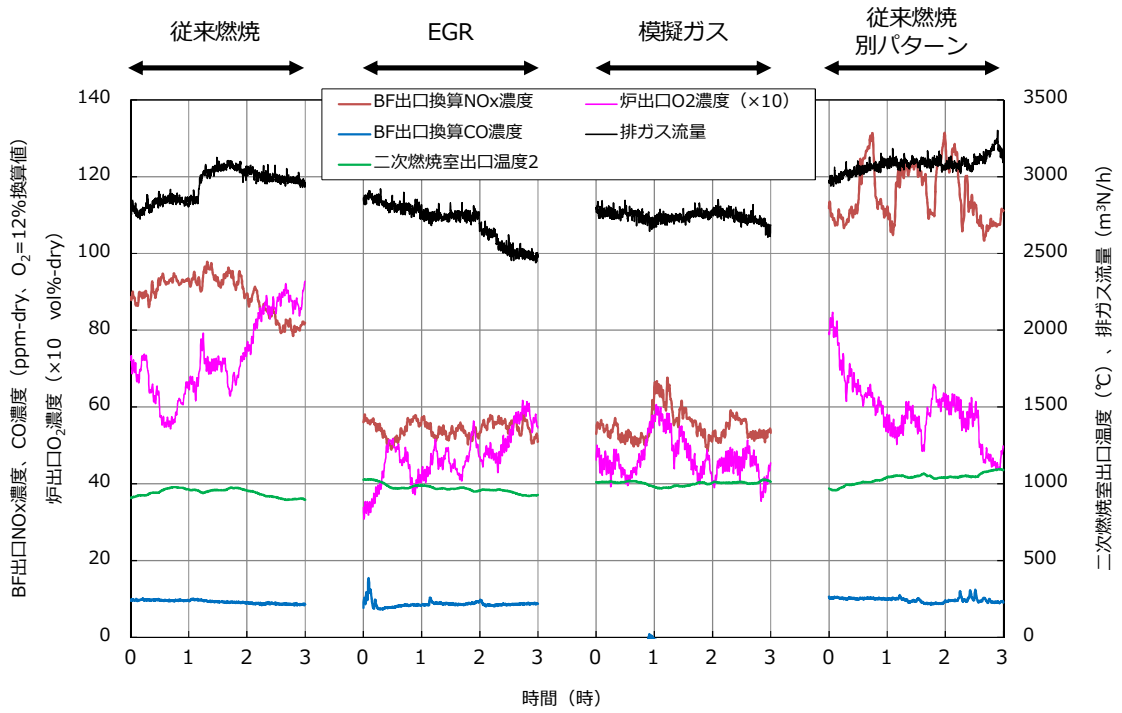


図 4-2-8 各条件の抽出データ

表 4-2-6 測定項目の平均値

項目	単位	従来燃焼	EGR	模擬ガス	従来燃焼 別パターン
BF 出口 NO <sub>x</sub> 濃度※	ppm-dry	89.4	54.3	55.2	115.5
BF 出口 CO 濃度※	ppm-dry	9.26	8.66	≒0	9.79
炉出口 O <sub>2</sub> 濃度	%-dry	7.29	4.71	4.69	5.93
排ガス流量	m <sup>3</sup> N-wet/h	2943	2703	2743	3080
二次燃焼室出口 温度平均値	°C	935	964	1000	103

※O<sub>2</sub>=12%換算値

炉出口 O<sub>2</sub>濃度が表 4-2-4 に示したシミュレーション結果とほぼ一致する値であったので、抽出したデータを比較評価に用いることに問題がないと判断した。

BF 出口の NO<sub>x</sub> 濃度の平均値は、従来燃焼で 89.4ppm-dry、EGR で 54.3ppm-dry、模擬ガス吹き込みで 55.2ppm-dry であった。従来燃焼と比べ、EGR と模擬ガス吹き込みで低下しており、燃焼シミュレーションと同様に模擬ガス吹き込みが EGR と同様に NO<sub>x</sub> 低減効果を示すことが分かった。

EGR と模擬ガスを比較すると、NO<sub>x</sub> 低減効果は同程度であった。また、EGR の再循環ガスと比べ、模擬ガス中の NO<sub>x</sub> 濃度が 238ppm-dry (O<sub>2</sub>=12%換算値) と高いのにも関わらず NO<sub>x</sub> 濃度が低下したことから、模擬ガス中の NO<sub>x</sub> と焼却排ガス中の NO<sub>x</sub> を同時脱硝可能であることが示された。しかし、燃焼シミュレーションとの結果 (NO<sub>x</sub> 濃度が EGR (69) < 模擬ガス (98)) とは傾向が異なる結果であったので、その原因については燃焼シミュレーションの計算条件の検討を含めて今後の課題とする。

CO 濃度に着目すると、EGR 時に CO 濃度のスパイクピークが観測された。燃焼シミュレーション結果と比較すると、従来燃焼と EGR での値が高く、模擬ガス吹き込みでの値は同程度であった。模擬ガス吹き込みでも低空気比燃焼が可能であることが示された。

従来燃焼と比べ、EGR と模擬ガス吹き込みでは排ガス量が削減され、削減割合は EGR で 8.2%、模擬ガス吹き込みで 6.8%であり、同程度の排ガス量削減効果があった。

二次燃焼室出口温度は、どの条件においてもほぼ一定で推移した。平均温度は、

従来燃焼で 935℃、EGR で 964℃、模擬ガス吹込みで 1000℃であり、燃焼シミュレーションとは異なる傾向（各条件で、894℃、872℃、886℃）となった。これは、小型実験炉の立上げから各条件で抽出したデータ期間までの経過時間が異なっており、実験炉本体の温度が平衡に達していなかったためである。いずれの条件でもダイオキシン類発生防止等ガイドラインで示されている温度（850℃以上）を満足できている。

従来燃焼別パターンでは炉出口 O<sub>2</sub> 濃度が 5.93%と低く、低空気比燃焼となっていたにもかかわらず、NO<sub>x</sub> 濃度が 116ppm-dry と高く、NO<sub>x</sub> 低減効果がみられなかった。この結果は、従来燃焼では二次空気の吹込みを二次燃焼室側壁からよりも、前壁・後壁から行うほうが低 NO<sub>x</sub> であるという小型実験炉での運転実績の傾向を再現したものといえる。

#### (4) O<sub>2</sub> 濃度と NO<sub>x</sub> 濃度

図 4-2-9 に炉出口 O<sub>2</sub> 濃度と BF 出口 NO<sub>x</sub> 濃度の関係を示す。模擬ガス吹き込みと EGR の領域と、従来燃焼の領域の二つにわかれた。

模擬ガス吹き込みは EGR と同様の低空気比—低 NO<sub>x</sub> の燃焼が行えている。従来燃焼の 2 パターンを比較すると、炉出口 O<sub>2</sub> 濃度が同じでも、BF 出口 NO<sub>x</sub> 濃度に違いがあった。このことから、二次燃焼空気の吹き込み方法も NO<sub>x</sub> を低減させる方法の一つであることが分かった。

従来燃焼別パターンでは、炉出口 O<sub>2</sub> 濃度 6%の低空気比燃焼の状態が多いにもかかわらず、NO<sub>x</sub> が低減されていないことが分かる。EGR と模擬ガス吹き込みのように炉内を攪拌できていないため、低空気比により生じた還元性ガスを NO<sub>x</sub> 分解に効果的に利用できていないと考えられる。

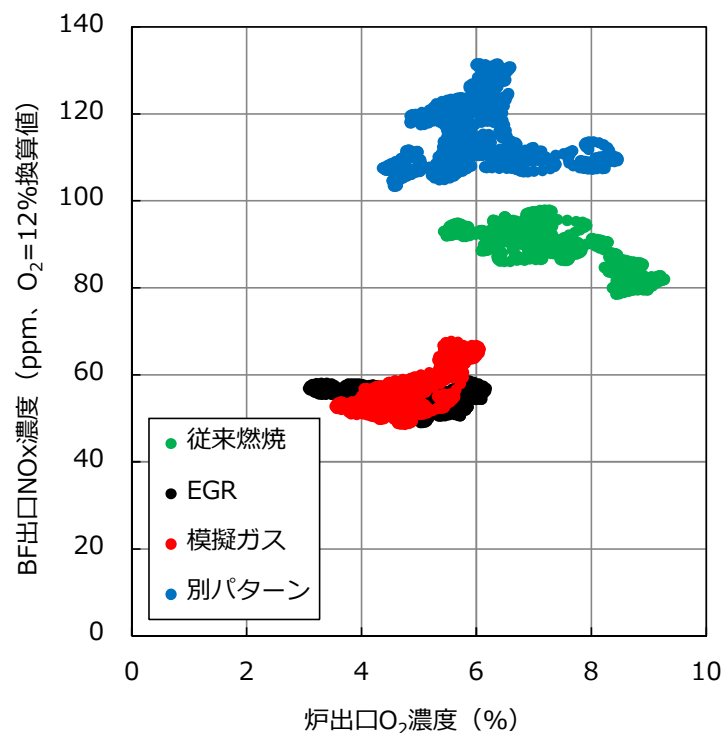


図 4-2-9 炉出口 O<sub>2</sub> 濃度と BF 出口 NO<sub>x</sub> 濃度の関係

### (5) 二次燃焼室出口温度と NOx 濃度

図 4-2-10 に二次燃焼室出口温度と BF 出口 NOx 濃度の関係を示す。

模擬ガス吹き込みと EGR では、温度と NOx 濃度の相関はほとんどなかった。一方で、従来燃焼と従来燃焼別パターンでは温度上昇に伴い BF 出口の NOx 濃度が上昇する傾向が示された。模擬ガス吹き込みと EGR では、攪拌による NOx 低減効果が NOx 生成よりも影響力が強いと考えられる。しかし、従来燃焼では、攪拌による NOx 低減効果がないため、温度上昇による NOx の生成の影響が直接現れると推測される。

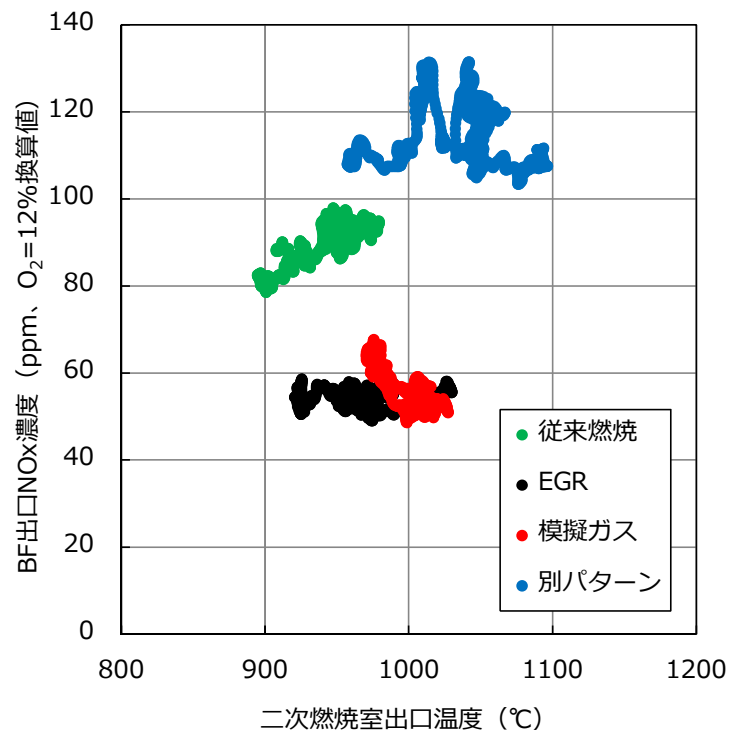


図 4-2-10 二次燃焼室出口温度と BF 出口 NOx 濃度の関係

## (6) 乾燥段上吹込み流速と NO<sub>x</sub> 濃度

図 4-2-11 に乾燥段上吹込み流速と BF 出口 NO<sub>x</sub> 濃度の関係を示す。

従来燃焼と従来燃焼別パターンでは、吹込み流速が 10m/s 未満であるのに対し、EGR と模擬ガスはおよそ 50m/s である。吹込み流速の増加に伴い、BF 出口の NO<sub>x</sub> 濃度が低下する傾向がみられた。この結果からも燃焼シミュレーションでも示されたように、NO<sub>x</sub> 低減のためには吹込み流速を大きくし、焼却炉内を攪拌することが効果的であると示された。小型実験炉では、模擬ガス吹き込みと EGR では NO<sub>x</sub> 濃度が同等であったことから、吹込み流速をさらに大きくすることでさらなる NO<sub>x</sub> 濃度低減の可能性が示された。

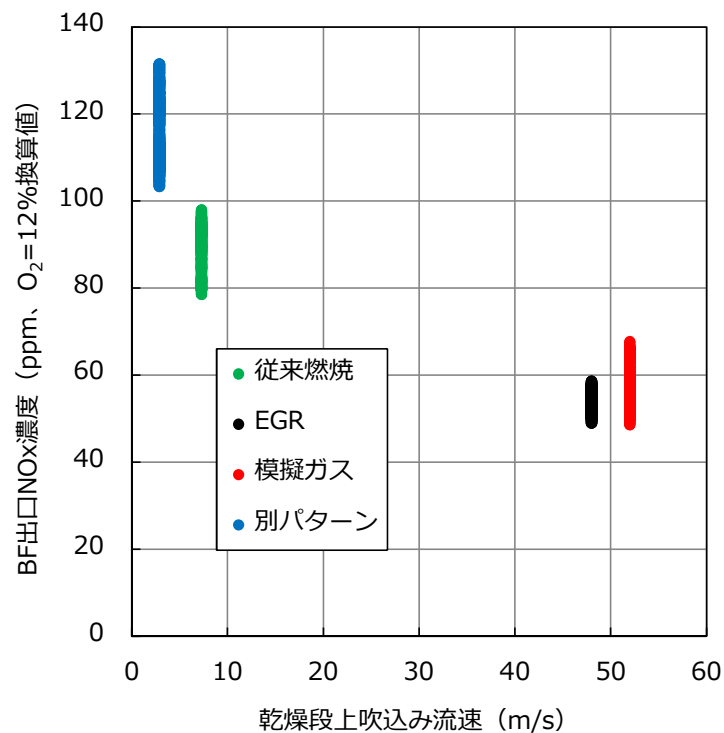


図 4-2-11 乾燥段上吹込み流速と BF 出口 NO<sub>x</sub> 濃度の関係



## 2-4. 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、以下のことが示された。

- ① 模擬ガス吹込みは EGR と同等の NO<sub>x</sub> 低減効果がある。
- ② 模擬ガス吹込みによって、模擬ガス中の NO<sub>x</sub> と焼却炉排ガス中の NO<sub>x</sub> を同時脱硝可能である。
- ③ 模擬ガス吹き込みは EGR と同様に、低空気比燃焼でも CO 濃度を低くできる。
- ④ 上記より模擬ガス吹込みは低空気比燃焼により、排ガス量の削減が可能である。
- ⑤ 模擬ガス吹込みを行っても、二次燃焼室出口温度はダイオキシン類発生防止ガイドラインの温度以上である。

以上の結果から、併設焼却炉へのガスエンジン排ガス吹込みは、EGR と同様に低空気比燃焼により排ガス量が削減され、通風設備の消費電力低減につながることで、NO<sub>x</sub> 低減により焼却炉排ガスとガスエンジン排ガスの脱硝薬剤使用量を削減し運転コスト削減に寄与することが示唆された。

今年度はガスエンジン排ガスの焼却炉への吹込みによる NO<sub>x</sub> 低減について、EGR と同じ空気比条件での検討を行った。来年度はガスエンジン排ガスの吹込み条件(吹込みガス温度、吹込み流速、燃焼空気比、他)を変えた燃焼シミュレーションを行い、より効果的な吹込み条件の検討を行う。そして、燃焼シミュレーションの検討結果から、NO<sub>x</sub> とガス量低減効果が高いと考えられる条件について、小型実験炉で実証試験を行う。

## 第5章 システムのFS:CO<sub>2</sub> 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、CO<sub>2</sub> 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）。

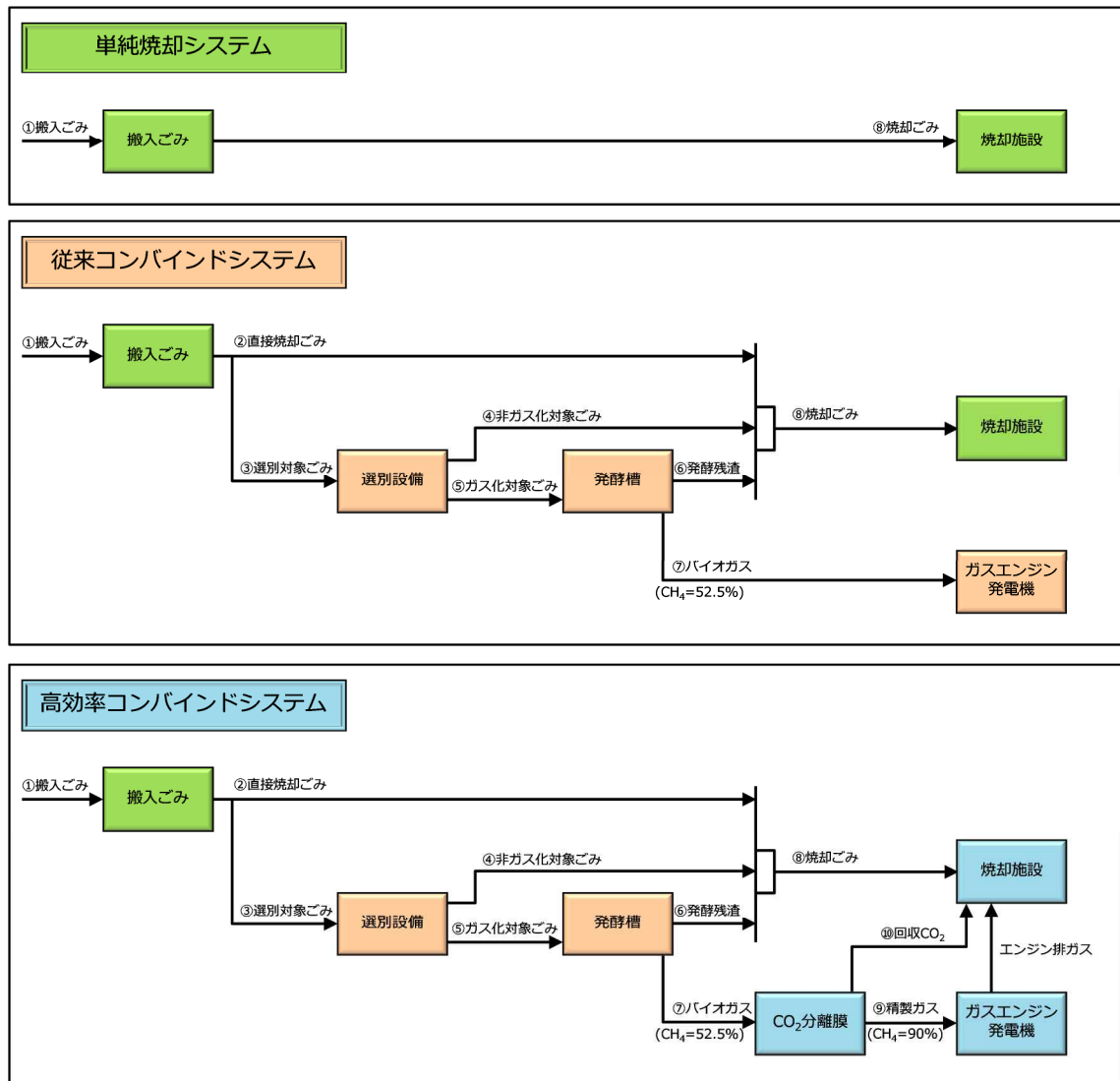


図 5-1-1 検討対象システムフロー

## 1. 試算条件

各システムの比較・評価のための試算に関して、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（施設規模 20t/日以上、熱利用率 350kWh/t-ごみ以上）を満たしている。

$$\begin{aligned} \text{熱利用率 [kWh/t-ごみ]} &= \frac{\text{バイオガス利用熱量} \times 0.46}{\text{投入ごみ量}} \\ &= \frac{\text{バイオガス利用量 [m}^3\text{N-CH}_4\text{濃度 50\%換算/年]} \times 17,900[\text{kJ/m}^3\text{N}] \times 0.46 \div 3,600[\text{kJ/kWh}]}{\text{投入ごみ量 [t-ごみ/年]}} \\ &= \frac{1,260,000[\text{m}^3\text{N/年}] \times 52.5/50.0[-] \times 17,900[\text{kJ/m}^3\text{N}] \times 0.46 \div 3,600[\text{kJ/kWh}]}{7,000[\text{t-ごみ/年}]} \\ &= 432 [\text{kWh/t-ごみ}] \end{aligned}$$

表 5-1-1 各システムの CO<sub>2</sub> 排出量、コスト試算条件

項目			従来 単純焼却	従来 コンバインド	高効率 コンバインド
廃棄物 処理施設	① 搬入ごみ量	t/年	14,000	←	←
	ごみ中プラ割合	%	15.0	←	←
	施設処理能力	t/日	50	←	←
焼却施設	⑧ 焼却ごみ量	t/年	14,000	11,900	←
	施設稼働日数	日/年	280	238	←
	施設処理能力	t/日	50	←	←
メタンガス化 施設	② 直接焼却ごみ量	t/年	—	4,200	←
	③ 選別対象ごみ量	t/年	—	9,800	←
	④ 非ガス化対象ごみ量	t/年	—	2,800	←
	⑤ ガス化対象ごみ量	t/年	—	7,000	←
	⑥ 発酵残渣量	t/年	—	4,900	←
	⑦ バイオガス量	km <sup>3</sup> N/年	—	1,260	←
	バイオガス CH <sub>4</sub> 濃度	%	—	52.5	←
	施設稼働日数	日/年	—	350	←
(バイオガス 精製設備)	⑨ 精製ガス量	km <sup>3</sup> N/年	—	—	735
	精製ガス CH <sub>4</sub> 濃度	%	—	—	90.0
	⑩ 回収 CO <sub>2</sub> 量	km <sup>3</sup> N/年	—	—	525

## 2. CO<sub>2</sub>排出量の試算

### 2-1. 試算条件

各システムにおけるCO<sub>2</sub>排出量の試算条件を表5-2-1に示す。

表 5-2-1 各システムのCO<sub>2</sub>排出量試算条件

項目			従来 単純焼却	従来 コンバインド	高効率 コンバインド
共通	搬入ごみ量	t/年	14,000	←	←
	ごみ中プラ割合	%	15.0	←	←
	CO <sub>2</sub> 排出係数(電力)	t-CO <sub>2</sub> /MWh	0.579	←	←
	CO <sub>2</sub> 排出係数(プラ)	t-CO <sub>2</sub> /t-プラ	2.77	←	←
焼却施設	消費電力	kW	429	434	425
	稼働日数	日/年	280	238	238
	消費電力量	MWh/年	2,883	2,479	2,426
メタンガス 化施設	消費電力	kW	—	132	141
	ガスエンジン入口ガス量	m <sup>3</sup> N/h	—	150	87.5
	同上 CH <sub>4</sub> 濃度	%	—	52.5	90.0
	ガスエンジン発電効率	%	—	33.0	38.0
	発電電力	kW	—	-258	-298
	稼働日数	日/年	—	350	350
	消費電力量	MWh/年	—	-1,062	-1,315

#### (1) 焼却施設消費電力

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、株式会社タクマ（以下 本章では当社という）の実績より設定した。従来コンバインドシステムは単純焼却システムの消費電力に選別対象ごみ用のクレーン動力を加算している。

高効率コンバインドシステムでは、システムⅠのバイオガス精製設備の消費電力と、システムⅡのCO<sub>2</sub>固定化設備の消費電力、システムⅢのガスエンジン排ガスの昇圧ファンの追加と、焼却炉の低空気比燃焼による燃焼空気押込送風機と排ガス誘引通風機の消費電力低減分を計上している。

選別対象ごみクレーン追加	+5.0kW
CO <sub>2</sub> 固定化設備追加	+7.7kW
ガスエンジン排ガス昇圧ファン追加	+7.7kW
押込送風機・誘引通風機電力削減	-24.6kW

## (2) メタンガス化施設消費電力

20t/日規模のメタンガス化施設の消費電力は、当社実績より設定した。高効率コンバインドシステムは、システム I のバイオガス精製設備の消費電力増加分(9.0kW)を計上している。

ガスエンジン発電機の発電量は次式により算出した。表 5-2-1 に示したガスエンジン発電機の発電効率は、ガスエンジン入口ガスの CH<sub>4</sub> 濃度の条件でメーカーからのヒアリング結果から設定した値である。

$$\text{ガスエンジン発電量 [kW]} = \frac{\text{ガス量 [m}^3\text{N/h]} \times \text{CH}_4 \text{ 濃度 [\%]} \times 35,800[\text{kJ/m}^3\text{N}] \times \text{発電効率 [\%]}}{3,600[\text{kJ/kWh}]}$$

## 2-2. 試算結果

各システムの CO<sub>2</sub> 排出量の試算結果を表 5-2-2、図 5-2-1 に示す。

システム全体の CO<sub>2</sub> 排出量は、単純焼却システムと比較して、従来のコンバインドシステムでも年間 849 トンの CO<sub>2</sub> が削減されるが、高効率コンバインドシステムでは 1,074t トンの削減が見込まれる。高効率コンバインドシステムの CO<sub>2</sub> 削減量の内訳は以下によるものである。

- ・ 従来コンバインドシステムの発電量 849t-CO<sub>2</sub>/年
- ・ システム I のバイオガスの CH<sub>4</sub> 濃度向上による発電量上昇分からバイオガス精製設備の消費電力を減じた量 147t-CO<sub>2</sub>/年
- ・ システム II の灰への CO<sub>2</sub> 固定化による削減分から該当設備の消費電力由来の CO<sub>2</sub> 量を減じた量 22t-CO<sub>2</sub>/年
- ・ システム III の通風設備の消費電力削減分 56t-CO<sub>2</sub>/年

従来のコンバインドシステムは効率の高い発電プロセスであるが、高効率コンバインドシステムでは更に効率が向上し、単純焼却システムと比較して、CO<sub>2</sub> 排出量を約 14%削減できる結果を得た。

表 5-2-2 各システムの CO<sub>2</sub> 排出量試算結果

項目		従来 単純焼却	従来 コンバインド <sup>*</sup>	高効率 コンバインド <sup>*</sup>
焼却施設消費電力量	MWh/年	2,883	2,479	2,426
メタンガス化施設消費電力量	MWh/年	—	-1,062	-1,315
合計消費電力量	MWh/年	2,883	1,417	1,111
システム全体 CO <sub>2</sub> 排出量	プラ焼却由来	t-CO <sub>2</sub> /年	5,817	5,817
	電力由来	t-CO <sub>2</sub> /年	1,669	820
	CO <sub>2</sub> 固定化由来	t-CO <sub>2</sub> /年	—	—
	合計	t-CO <sub>2</sub> /年	7,486	6,637

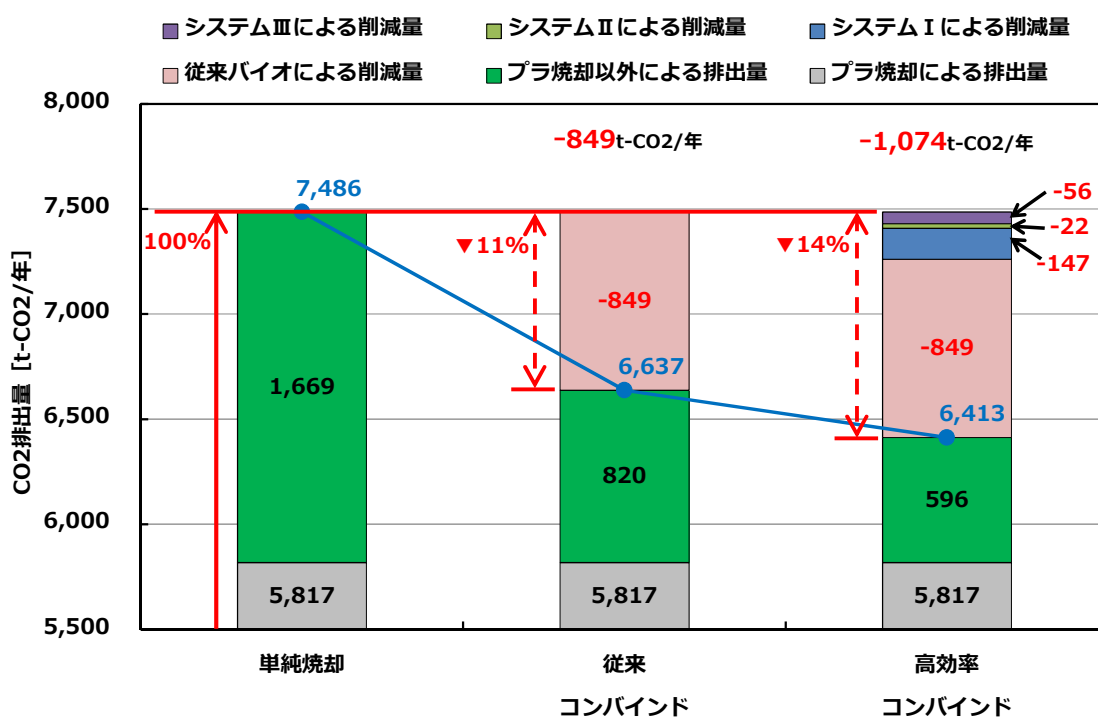


図 5-2-1 各システムの CO<sub>2</sub> 排出量試算結果

### 3. コストの試算

#### 3-1. 試算条件

各システムにおける試算条件を表 5-3-1 に示す。

表 5-3-1 各システムのコスト試算条件

項目		従来 単純焼却	従来 コンバインド*	高効率 コンバインド*	
共通	人件費 <sup>39)</sup>	千円/t-ごみ	7.991	8.311	←
	用役費 <sup>40)</sup>	千円/t-ごみ	5.500	5.008	←
	保守点検費 <sup>40)</sup>	千円/t-ごみ	9.5	9.4	←
	買電単価	円/kWh	15	←	←
	売電単価(FIT)	円/kWh	—	39	←
焼却施設	建設単価 <sup>41)</sup>	百万円/t-ごみ/日	71.6	←	←
	重金属固定化薬剤費	円/kg	300	←	←
	尿素水費	円/kg	60	←	←
メタンガス 化施設	建設単価 <sup>42)</sup>	百万円/t-ごみ/日	—	49.7	←
	ガスエンジン保守点検費	円/kWh	—	6	4

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資料<sup>39)~42)</sup>から算出した。

ガスエンジンの保守点検費は、メーカーからのヒアリングの結果より、発電機の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、汎用エンジンは4円/kWhとした。

### 3-2. 試算結果

#### (1) イニシャルコスト

各システムのイニシャルコストの試算結果を表 5-3-2 に示す。

施設建設費の自己負担額は、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、メタンガス化施設は全額を対象とした。単純焼却施設の交付率は対象額の 1/3、高効率原燃料回収施設のコンバインド施設は 1/2 である。

高効率コンバインドシステムに伴う設備費の増加は 5 千 2 百万円と見積もっているが、交付金を考慮すると自己負担額は従来のコンバインドシステムから 2 千 6 百万円のコスト増となる。

表 5-3-2 各システムのイニシャルコスト試算結果（単位：百万円）

項目		従来 単純焼却	従来 コンバインド	高効率 コンバインド	
焼却施設 コスト	施設建設費	3,582	←	←	
	交付金対象額	2,866	←	←	
	交付金額	-955	-1,433	-1,433	
	自己負担額	2,627	2,149	2,149	
メタンガス化 施設 コスト	施設建設費	—	993	←	
	交付金対象額	—	993	←	
	交付金額	—	-496.5	←	
	自己負担額	—	496.5	←	
高効率 コンバインド 施設 コスト	システムⅠ	ガス精製設備一式	—	30	
		ガスエンジン発電機増額※1	—	-30	
	システムⅡ	CO <sub>2</sub> 固定化設備一式	—	—	20
		エンジン排ガス吹込設備一式	—	—	32
	設備費合計		—	—	52
	交付金対象額		—	—	52
	交付金額		—	—	-26
	自己負担額		—	—	26
施設全体 コスト	施設建設費	3,582	4,575	4,627	
	交付金額	-955	-1,930	-1,956	
	自己負担額	2,627	2,646	2,672	

※1 バイオガス用と汎用ガスエンジン発電機の差額(コスト減)分を計上



(2) ランニングコスト

各システムのランニングコストの試算結果を表 5-3-3 に示す。

従来のコンバインドシステムはバイオガス発電による売電収益により、単純焼却よりもコストメリットがあるが、高効率コンバインドシステムではシステム I を適用することによって、さらに発電量が増加するため、1 億 7 百万円/10 年のコストメリットがある。またシステム II では重金属固定化薬剤の使用量が減少することで、2 千 7 百万円、システム III では通風設備の消費電力の減少と脱硝薬剤の使用量減少によって、3 千 6 百万円が削減される。

表 5-3-3 各システムのランニングコスト試算結果（単位：百万円/10 年）

項 目		従来 単純焼却	従来 コンバインド	高効率 コンバインド
共通コスト	人件費	1,458	1,517	1,517
	用役費(従来基準)	1,004	914	914
	保守点検費(従来基準)	1,734	1,716	1,716
システム I	ガスエンジン発電機メンテ費差額	—	0	-30
	ガス精製設備メンテ費	—	—	22
	売電収入差額	—	0	-99
	システム I 小計	—	—	-107
システム II	CO <sub>2</sub> 固定化設備電力費	—	—	7
	重金属固定化薬剤費差額	0	0	-34
	システム II 小計	—	—	-27
システム III	焼却炉通風設備電力費差額	0	0	-15
	脱硝薬剤費差額	0	0	-21
	システム III 小計	—	—	-36
合計	ランニングコスト合計	4,196	4,146	3,977

(3) イニシャル・ランニングコストまとめ

表 5-3-4 に 10 年間を対象としたイニシャルコストとランニングコストの合計を示す。

高効率コンバインドシステムは、設備の追加に伴うイニシャルコストが増加するが、これを上回るランニングコストの削減効果によって、システム全体では単純焼却よりも 1 億 7 千 4 百万円/10 年のコストが削減される。

表 5-3-4 各システムのコスト試算結果

項目		従来 単純焼却	従来 コンバインド	高効率 コンバインド
イニシャルコスト	百万円	2,627	2,646	2,672
ランニングコスト	百万円/10年	4,196	4,146	3,977
合計	百万円/10年	6,823	6,792	6,649
差額	百万円/10年	基準	-31	-174

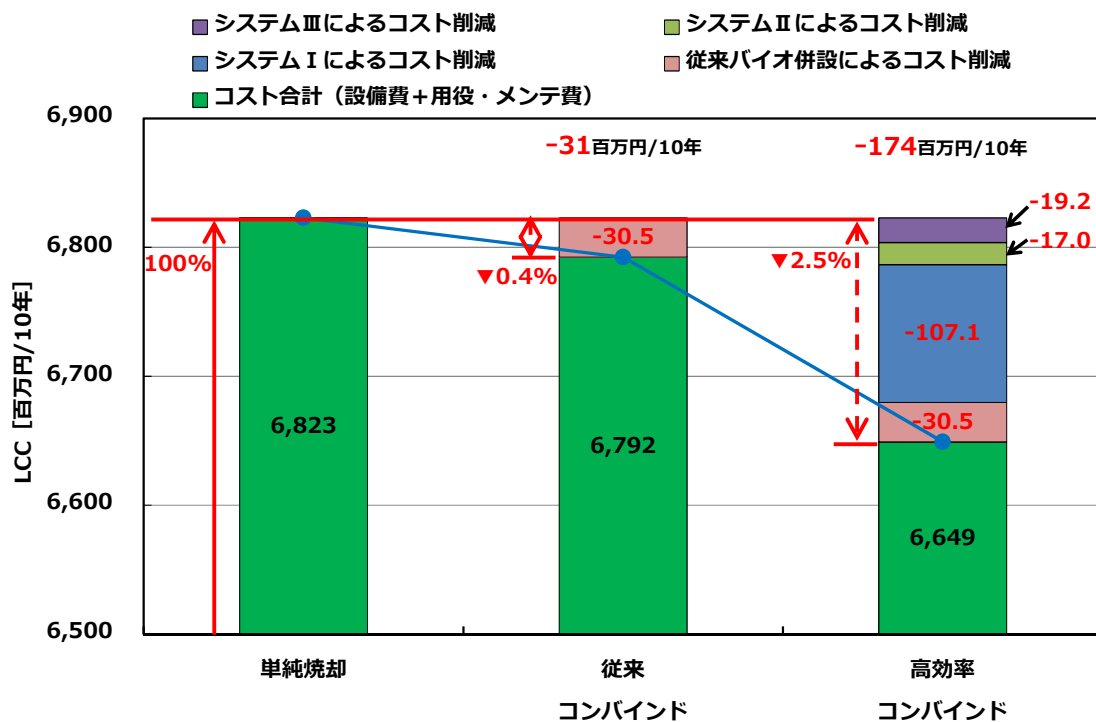


図 5-3-1 各システムのコスト試算結果

## 第6章 成果と課題

### 1. 成果と課題

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。

#### (1) CO<sub>2</sub>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) CO<sub>2</sub>分離膜の最適運転条件の基礎試験

目標： バイオガスの CH<sub>4</sub>濃度を 90%まで向上できる CO<sub>2</sub>分離膜の最適運転条件を確認する。

成果： バイオガスを模擬したガスを用いて基礎試験を実施し、ガス温度、圧力他の各条件における膜透過依存式を導出した。本依存式から精製ガスのメタン濃度を目標値である 90%とするためのガス条件と膜面積を決定し、実証試験装置の設計に必要な諸数値を求めた。

課題： 平成 30 年度に実施する実際のバイオガスを用いた実証試験の結果をフィードバックして、分離膜のより最適な運転条件を確認する。

##### イ) CO<sub>2</sub>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計画策定、実証試験装置手配、フイージビリティスタディ（FS）

目標： バイオガスの CH<sub>4</sub>濃度を 90%まで向上できる CO<sub>2</sub>分離膜、分離膜前後の各ガスの処理装置の仕様を確定し、実証試験に供する装置の製作を行う。CO<sub>2</sub>とコスト削減の目標値は従来コンバインドシステムと比較して、  
CO<sub>2</sub>削減量 = 147t-CO<sub>2</sub>/年、コスト削減量 = 106 百万円/10 年

成果： 基礎試験で得られた結果から、平成 30 年度に実施する実証試験装置の製作を行った。  
基礎試験で得られた結果は概ね当初の想定値であり、CO<sub>2</sub>とコストの削減量は当初の目標値となる。  
CO<sub>2</sub>削減量 = 147t-CO<sub>2</sub>/年、コスト削減量 = 107 百万円/10 年

課題： 平成 30 年度に実施する実際のバイオガスを用いた実証試験で、分離膜の最適運転条件の確認とシステムの確立を行う。

(2) 分離回収した CO<sub>2</sub> の灰への固定化システム (システム II)

ア) CO<sub>2</sub> 固定化試験及び重金属類溶出量の抑制効果の確認

目標： CO<sub>2</sub> の灰への固定化試験を完了し、ラボ試験における CO<sub>2</sub> 固定可能量を確認する。また、固定化処理後の灰の重金属類溶出量の分析を行い、重金属類溶出抑制効果を確認する。

成果： CO<sub>2</sub> 固定量は当初試算値よりも少なく、灰 1ton-dry あたり、飛灰では 55.4kg-CO<sub>2</sub>、主灰では 28.6kg-CO<sub>2</sub> であった。またその量はシステム I で分離回収した CO<sub>2</sub> 量の約 5% であった。

飛灰に CO<sub>2</sub> を固定化することで、環告 13 号法による重金属類溶出量の低減効果を確認し、重金属固定化薬剤を使用しなくても基準値以下となることを確認した。しかし、鉛溶出量の抑制効果にばらつきが見られた。

主灰に CO<sub>2</sub> を固定化することで、環告 46 号法による重金属類溶出量の低減効果を確認した。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。また、環告 46 号法による Cr<sup>6+</sup> の溶出量の増加が見られた。

課題： 重金属類溶出抑制効果が安定して得られる CO<sub>2</sub> の固定化処理条件の確立が必要である。

また、CO<sub>2</sub> の灰への固定可能量はシステム I で分離回収した CO<sub>2</sub> 量の約 5% と少ないため、他の利用用途の検討が必要である。

イ) CO<sub>2</sub> の灰への固定化システムの FS

目標： CO<sub>2</sub> とコスト削減の目標値は従来コンバインドシステムと比較して、CO<sub>2</sub> 削減量 = 74t-CO<sub>2</sub>/年、コスト削減量 = 7 百万円/10 年

成果： 灰の CO<sub>2</sub> 固定量は当初の想定よりも少なかったが、重金属固定化薬剤の必要量は当初の想定同じであった。

CO<sub>2</sub> 削減量 = 47.5t-CO<sub>2</sub>/年、コスト削減量\* = 17 百万円/10 年

\*設備の建設費の交付金を当初試算していなかったが、今回考慮したため、当初目標値よりもコスト削減量が 10 百万円増加

(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： ガスエンジン排ガスを併設焼却炉内へ吹き込んだ場合の  $\text{NO}_x$ 、排ガス量削減効果を燃焼シミュレーションで確認する。

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、EGR 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  $\text{NO}_x$  を同時に低減できることが示された。

課題： ガスエンジン排ガス吹込みの場合、EGR と同様に  $\text{NO}_x$  低減効果あることが示されたが、その効果は EGR よりも小さいことも示された。これは次項の実証試験の結果と異なっており、この要因の特定が必要である。また、今年度は EGR と同じ空気比での解析であり、より効果的な吹込み条件の検討を平成 30 年度に実施する。

イ) 小型実験炉での実証試験による排ガス性状の確認

目標： ガスエンジン排ガスを併設焼却炉内へ吹き込んだ場合の  $\text{NO}_x$ 、排ガス量削減効果を小型実験炉での実証試験で確認する。

成果： 燃焼シミュレーションによる排ガス性状の解析結果と同様に、EGR と同等の低空気比燃焼、低  $\text{NO}_x$  化が可能であることを確認した。

課題： 平成 30 年度は燃焼シミュレーションによる最適な吹込み条件について、小型実験炉で実証試験を実施する。

ウ) ガスエンジン排ガスの有効利用システムの FS

目標：  $\text{CO}_2$  とコスト削減の目標値は従来コンバインドシステムと比較して、 $\text{CO}_2$  削減量 = 73t- $\text{CO}_2$ /年、コスト削減量 = 13 百万円/10 年

成果： ガスエンジン排ガスを併設焼却炉内へ吹き込んだ場合、EGR と同等の効果が得られることを確認し、同等の脱硝薬剤使用量と通風設備の消費電力低減効果があることが示された。

$\text{CO}_2$  削減量<sup>\*</sup> = 56t- $\text{CO}_2$ /年、コスト削減量<sup>\*\*</sup> = 19 百万円/10 年

<sup>\*</sup>ごみ処理の物質収支を見直したため、焼却炉の運転日数が少なくなり（310 日→238 日）、年間あたりの削減量が減少（73×238/310=56t- $\text{CO}_2$ /年）

<sup>\*\*</sup>設備の建設費の交付金を当初試算していなかったが、今回考慮したため、当初目標値よりもコスト削減量が 6 百万円増加

## 2. 今後の予定

今年度に製作したバイオガスのガス精製設備の実証試験装置（CO<sub>2</sub>分離膜装置他）を、平成30年度に南但広域行政事務組合に設置して、実際のバイオガスを使用して実証試験を行う。実証試験では、精製ガスの性状分析やガスエンジン他の各種運転データを採取して、設備の最適な運転条件の確認を行い、システムの確立を実施する。

また、システム全体の優位性を高めるために、分離回収したCO<sub>2</sub>をより多く有効利用できる用途の検討や試験を実施する。同様に、ガスエンジン排ガスの併設焼却炉への吹込み条件について、今年度実施した試験結果を基に、より良い燃焼条件をシミュレーションを用いて検討を行い、小型実験炉での実証試験での再確認を実施する。

表 6-2-1 今後の予定

	平成29年度	平成30年度	平成31年度
<b>システムⅠ</b> CO <sub>2</sub> 分離膜を適用した 高効率バイオガス発電システム	CO <sub>2</sub> 分離膜基礎試験 実証試験装置手配	実証試験	耐久性確認試験
<b>システムⅡ</b> 分離回収したCO <sub>2</sub> の 灰への固定化システム	ラボテスト	実証試験サイト での基礎試験	
<b>システムⅢ</b> 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 小型実験炉実証試験		

## 【参考文献】

- 1) 環境省：廃棄物処理技術情報、一般廃棄物調査結果、一般廃棄物の排出及び処理状況等（平成 18 年度版）
- 2) 環境省：廃棄物処理技術情報、一般廃棄物調査結果、一般廃棄物の排出及び処理状況等（平成 27 年度版）
- 3) Lloyd M. Robeson : The upper bound revisited, *Journal of Membrane Science*, 320, pp.390-400 (2008)
- 4) 本幡照文、李政準、張瑞娜、崎田省吾、島岡隆行：焼却灰有効利用のための炭酸化による重金属の不溶化に関する基礎的研究，*環境工学研究論文集*，第 41 巻，pp.459-467(2004)
- 5) 島岡隆行、江藤次郎、高橋史武、斎藤啓輔：炭酸化に伴う都市ごみ焼却灰中の鉛の不溶化因子の解明，*土木学会西部支部研究発表会*，pp.929-930(2008)
- 6) K. Pillay, H. von Blottniz, J. Petersen :  
Ageing of chromium( III )-bearing slag and its relation to the atmospheric oxidation of solid chromium( III )-oxide in the presence of calcium oxide, *Chemosphere*, 52, pp.1771-1779 (2003)
- 7) 再生可能エネルギー・水素等関係閣僚会議：「再生可能エネルギー導入拡大に向けた関係府省庁連携アクションプラン」（平成 29 年 4 月 11 日）
- 8) 経済産業省：「水素社会の実現に向けた取組について」（平成 29 年 4 月 11 日）
- 9) 地球環境産業技術研究機構：「CCS の現状と今後の導入に向けた課題」（平成 28 年 12 月）
- 10) エネルギー・環境イノベーション推進 WG（内閣府）：「エネルギー・環境イノベーション戦略に関連するロードマップの検討状況」（平成 29 年 3 月 9 日）
- 11) <http://www.n-eco.co.jp/company/environment/index.html>
- 12) <http://www.jimga.or.jp/front/bin/ptlist.phtml?Category=6988>
- 13) [https://www.nikkei.com/article/DGXLASDJ23H2I\\_T20C17A2QM8000/](https://www.nikkei.com/article/DGXLASDJ23H2I_T20C17A2QM8000/)
- 14) <http://www.mhi.co.jp/news/story/201012215013.html>
- 15) <http://carbonrecycling.is/george-olah/2016/2/14/worlds-largest-co2-methanol-plant>
- 16) <http://wired.jp/2016/10/20/carbon-dioxide-ethanol-reaction/>
- 17) [https://www.tohoku.ac.jp/japanese/newimg/.../tohokuuniv-press20160415\\_01web.pdf](https://www.tohoku.ac.jp/japanese/newimg/.../tohokuuniv-press20160415_01web.pdf)
- 18) NEDO：「スタンフォード大学が CO<sub>2</sub> と植物から再生可能なプラスチックを製造(米国)」、海外レポート NO.1117（平成 28 年 8 月 26 日）
- 19) 日経エコロジー：「CO<sub>2</sub> を埋めずに使う」（平成 28 年 8 月）
- 20) 奥村諭、浜野修史、上原慧、西川準、家山一夫：焼却灰を利用した CO<sub>2</sub> 固定・資源回収装置の開発，第 24 回廃棄物資源循環学会研究発表会論文集，

- pp.249-250(2013)
- 21) Patrick Huttenhuis et al. : Energy Procedia, Vol.86, pp.47-55( 2016)
  - 22) [http://www.meti.go.jp/committee/kenkyukai/energy\\_environment/jisedai\\_karyoku/pdf/002\\_02\\_05.pdf](http://www.meti.go.jp/committee/kenkyukai/energy_environment/jisedai_karyoku/pdf/002_02_05.pdf)
  - 23) <http://artificial-photosynthesis.net/katsudo/media.html>
  - 24) <http://www.tytlabs.co.jp/sflabmorikawa/theme.html>
  - 25) [https://www.toshiba.co.jp/rdc/detail/1412\\_01.htm](https://www.toshiba.co.jp/rdc/detail/1412_01.htm)
  - 26) <http://news.panasonic.com/jp/topics/2013/38285.html>
  - 27) 京都次世代エネルギーシステム創造戦略資料、第 5 回  
(平成 29 年 10 月)
  - 28) <http://www.recap.osaka-cu.ac.jp/>
  - 29) [http://www.domen.t.u-tokyo.ac.jp/index/index\\_framepage.html](http://www.domen.t.u-tokyo.ac.jp/index/index_framepage.html)
  - 30) [https://www.jst.go.jp/kisoken/crest/research/nenpou/h27/JST\\_1111089\\_15665669\\_2015\\_PYR.pdf](https://www.jst.go.jp/kisoken/crest/research/nenpou/h27/JST_1111089_15665669_2015_PYR.pdf)
  - 31) 経済産業省 : 「Power to Gas に関する取り組み状況」、CO<sub>2</sub> フリー水素ワーキンググループ、第 1 回 (平成 28 年 5 月 13 日)
  - 32) <https://www.city.yubari.lg.jp/gyoseijoho/shisakukeikaku/kihonkosokeikaku/cbm/index.html>
  - 33) 経済産業省 : 「次世代火力発電の早期実現に向けた協議会」、第 3 回、参考資料 2 (平成 27 年 7 月)
  - 34) <http://www.k-rip.gr.jp/news/wp-content/uploads/2016/09/>
  - 35) [https://www.tut.ac.jp/docs/20110929\\_1.pdf](https://www.tut.ac.jp/docs/20110929_1.pdf)
  - 36) 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
  - 37) 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)
  - 38) 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)
  - 39) 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)
  - 40) 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)
  - 41) 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)
  - 42) 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)