

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
「流動床ガス化とメタン発酵の
コンバインドプロセスの要素技術検証」
委託業務
成果報告書

平成 30 年 3 月

株式会社 神鋼環境ソリューション

＜和文概要＞

現在、ごみ焼却に伴って生じるエネルギーの有効利用を一層進めるため、高効率ごみ発電施設の建設が進められている。しかし、発電を行っている施設は 100 トン/日以上以上の施設が大多数であり、100 トン/日未満の中小規模施設においては発電を行っていない施設がほとんどである。この理由として、通常ごみ発電に使用されている蒸気タービンの特性が挙げられる。蒸気タービンは、施設規模 100 トン/日以上に相当するサイズでは発電効率を比較的高く保つことができるが、施設規模 100 トン/日未満に相当するサイズになると発電効率が低下する。そのため、100 トン/日未満の施設では蒸気タービンを導入しても、ライフサイクルコスト（以下、LCC）が高くなり発電するメリットを享受できなくなる。

一方、蒸気タービン以外の発電方法としてガスエンジン発電がある。ガスエンジンは小型でも高い発電効率を得ることができるため、現在、都市ごみから生物分解性を有するごみ（以下、発酵適物）を選別し、それをメタン発酵によってメタン発酵ガスを発生させて、ガスエンジン発電を行うプロセス（以下、従来プロセス）が既に実機にて運用されている。しかし、このプロセスでは、生物分解性を有しないごみ（以下、発酵不適物）は焼却処理されており、ガスエンジン発電によるエネルギー利用は行われていない。ごみのエネルギー利活用の観点からも、発酵不適物の有するエネルギーを発電に活用する方策を検討することが望まれる。

よって本事業では、従来ごみ発電がほとんど行われていなかった 100 トン/日未満の中小規模施設を対象に、より効率の高いごみ発電プロセスの構築に必要な要素技術検証とその結果に基づくプロセス評価を行うものとした。提案プロセスは、都市ごみを機械選別した発酵適物から得たメタン発酵ガスと、発酵不適物を流動床ガス化炉でガス化して得たガス化ガスを混合してガスエンジン発電を行う「流動床ガス化とメタン発酵のコンバインドプロセス」（以下、提案プロセス）である。

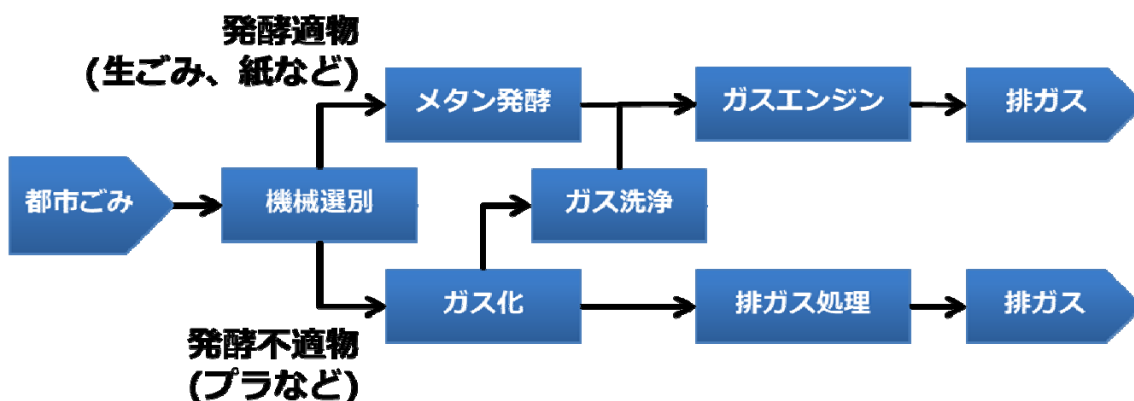


図 提案プロセスのフロー図

本事業では、このプロセスの実現性検討のために下記に示す要素技術検証およびプロセスの評価を実施した。

① ガス処理に関する試験

ごみをガス化したガス中に含まれるガスエンジンの安定運転の障害となる物質の除去、具体的にはチャーやタール、塩化水素等の腐食性ガスの除去技術の確立を目的として、実施施設のガスを分岐してガス処理試験を実施した。

② ごみ選別に関する試験

提案するプロセスは、選別されたごみの質や量によってメタン発酵ガスの質や量が変化するため、機械選別の性能がプロセスの評価に大きく影響する。よって、発酵適物と発酵不適物を選別するために最適な機械選別機の評価を行うとともに、プロセス評価に必要な基礎データを取得した。

③ プロセス評価

流動床ガス化とメタン発酵のコンバインドプロセスの実現可能性について、得られた試験データをもとにプロセス評価を実施した。処理量 50 トン/日/炉×年間稼働日数 280 日/年の施設において、発電効率 13%以上（送電が可能となること）、電力由来 CO₂削減量 2,000 トン/年/施設以上、LCC が従来技術と同等以下となることを目標とした。

検証の結果、下記が明らかとなった。

- ① ガス処理試験では、スクラバの溶媒にオイル（溶媒温度 80℃、60℃）およびアルカリ水（pH12～13、溶媒温度 80℃、60℃）を用いた試験を行った。その結果、オイルの方がアルカリ水よりも高いタール除去性能が得られること、同じオイルを用いた場合でも、溶媒温度を低下させるとさらに高いタール除去性能が得られることが確認できた。溶媒にオイルを用いた場合は、タール濃度がガスエンジンの求めるレベルをクリアできる可能性があることが示唆されたが、今回、連続した試験ができていないことや、タールと硫化水素以外の項目については処理目標値を満たすことができておらず、プロセスや装置の改善が必要であることが明らかになった。
- ② ごみ選別試験では、さしまクリーンセンター寺久のごみ組成を基にして模擬ごみを作製し、二軸破砕機＋選別機にてごみの選別試験を実施した。選別機のスクリーン径を 70 mm、50 mm の 2 種類にて実施した結果、厨芥類はスクリーン径にかかわらずほぼ 100% が発酵適物側へ移行した。厨芥類以外については、スクリーン径が大きいと発酵適物側への移行率が増加するが、スクリーン径 70 mm でもプラスチックは 30 %以下しか発酵適物に移行しないため、他の発酵適物が増えるスクリーン径 70 mm の結果を採用することとした。

- ③ 上記結果をもとに提案プロセスにおける発電効率と CO₂ 削減量を 2 種類のごみ質にて評価した結果、いずれのケースにおいても発電効率 13%以上、電力由来 CO₂ 削減量 2,000 トン/年/施設以上になることが示唆された。ただし、この試算は、①に記載の通り、ガス処理試験において処理目標値をクリアできていない項目もあるため、仮定をおいて行われたものであり、プロセスの実現可能性評価のためには、引き続き課題の解決に向けた検証が必要である。

以上より、本技術は技術的な課題は残存するものの、実現できれば特に中小規模の廃棄物処理施設における発電効率の向上や、地球温暖化対策としての CO₂ 排出量削減に貢献でき、今後我が国で期待される地域分散型でロバストなエネルギー供給構造に寄与できるものであると考えられる。

【Abstract】

The construction of high-efficiency power generation facilities utilizing Municipal Solid Waste (MSW) is currently under way to promote effective use of the energy that can be generated through incineration of MSW. However, the majority of such power generation facilities is typified by those with a capacity of over than 100 tonnes/day, while the small and medium-sized facilities that handle less than 100 tonnes/day are not normally used to generate electricity. This situation is attributable to the characteristics of the steam turbines conventionally used for generating power from MSW. The power generation efficiency of such steam turbines can be kept relatively high in a facility with a scale of at least 100 tonnes/day, but this efficiency decreases in facilities processing less than 100 tonnes/day. Therefore, if a steam turbine were introduced in a facility with a capacity of less than 100 tonnes/day, the life cycle cost (LCC) would rise, eliminating the advantage of generating electricity from waste.

On the other hand, an alternative to the steam turbine power generation method exists in the form of the gas engine power generation method, with the advantage that even a small gas engine can achieve a high power generation efficiency. Some MSW treatment facilities already separate digestible waste feedstock (digestible waste) from MSW. A digester is used to generate methane gas from digestible waste, and the process (conventional process) of generating power with a gas engine has already been adopted. However, in this process, nondigestible waste feedstock (nondigestible waste) is incinerated, yet the energy from this incineration is not used to power the gas engine. In an effort to utilize energy from nondigestible waste, it is also necessary to consider ways of utilizing the energy embodied within this nondigestible waste to generate power.

Therefore, in this project, we decided to conduct a process evaluation in order to confirm the elemental technology and obtain the results necessary to construct a more efficient power generation process for small and medium-sized facilities with a capacity of less than 100 tonnes/day, which are not typically used to generate power. We proposed the fluidized bed gasifier and digester combined process (proposed process) which generates power from a gas engine driven by a mixture gas from two sources: digestion gas obtained from digestible waste and gasified gas obtained from a gasifier incorporating a fluidized bed that utilizes thermal decomposition to generate gas from nondigestible waste.

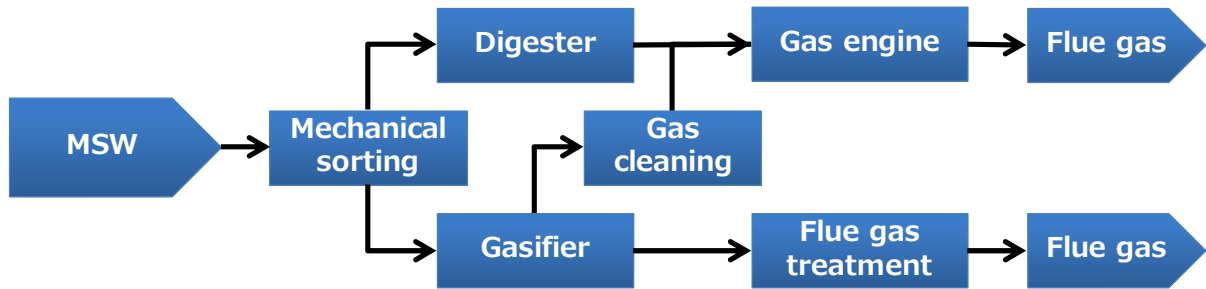


Figure: Flow diagram of proposed process

In this project, we conducted a feasibility study of this process by verifying the elemental technology and process outlined below.

(1) Gas treatment test

The gasified gas was branched and gas treatment tests were performed to remove substances present in the gasifier that can impede stable operation of the gas engine; specifically, this involves development of technologies for removing char, tar and corrosive components such as hydrogen chloride.

(2) Evaluation of waste sorting

The quality and quantity of digestion gas varies depending on the quality and quantity of the sorted waste, so the performance of mechanical sorting greatly affects the evaluation of the proposed process. Therefore, we determined the optimal mechanical sorting devices for separating digestible waste suitable for the digester and nondigestible waste not suitable for digestion; we thus obtained basic data necessary for evaluating the process.

(3) Process evaluation

Using the test data obtained, we conducted a process feasibility study to determine the feasibility of proposed process. Our target was a minimum power generation efficiency of 13% (which is viable for power transmission) in a facility with a throughput of 50 tonnes/day/furnace \times 280 working days/year. This results in power-derived carbon dioxide (CO₂) reduction of at least 2,000 tonnes/year/facility, with the equivalent LCC of conventional process.

As a result of the verification, we were able to determine the following.

(1) In the gas treatment test, a test was conducted using oil (temperatures of 80°C and 60°C) and alkaline water (pH 12 to 13, temperatures of 80°C and 60°C) as solvents for the scrubber. The test confirmed that oil demonstrated a tar-removing performance exceeding that of alkaline water; moreover, when using the oil, we could obtain improved tar-removing performance even when the solvent temperature is lowered. It was suggested that, when oil is used as the solvent, the tar concentration might meet our target value, but it was not possible to conduct continuous testing at this time; moreover, as it is not possible to meet our target value for items other than tar and hydrogen sulfide, further improvement of the process and equipment is necessary.

(2) As part of a waste sorting test, waste sorting was carried out with a twin-screw crusher and sorter using simulated waste based on the composition of the waste at the Sashima Clean Center Teraku. As a result, a sorting machine with screen diameters of 70 mm and 50 mm properly sorted almost 100% of digestible kitchen waste regardless of screen diameter. For waste other than kitchen waste, the larger the screen diameter, the higher the amount of waste diverted as digestible waste; Furthermore, even with a screen diameter of 70 mm, a maximum of 30% of plastic material is sorted as digestible waste; therefore, we adopted a screen diameter of 70 mm, which increases the amount of digestible waste sorted.

(3) Based on the above tests, we evaluated the power generation efficiency and the CO₂ reduction amount of the proposed process using two types of MSW. As a result, the power generation efficiency was at least 13% in each case. It was suggested that this would represent more than a power-derived CO₂ reduction of 2,000 tonnes/year/facility. However, as indicated in section (1) above, this estimate is based on assumptions because some items cannot meet our target value in the gas treatment test, so continued testing will be needed to complete the feasible study.

We have determined that, as a result of the above and despite some remaining technical issues, adoption of this technology would contribute to improved power generation efficiency, especially in small and medium-sized waste treatment facilities, as well as a reduction in carbon dioxide emissions as a measure to combat global warming. Adoption of this approach can be expected to contribute to the energy supply structure required for regional power distribution in Japan.

目次

第1章 業務の目的	1
1.1 社会的背景	1
1.2 流動床ガス化とメタン発酵のコンバインドプロセスについて	3
1.3 本事業により開発する技術がもたらす効果	5
1.4 実現にむけた課題	5
第2章 業務の内容	6
2.1 ガス処理に関する試験	6
2.2 ごみ選別処理に関する試験	6
2.3 プロセスの実現可能性検討	6
2.4 流動床ガス化とメタン発酵のコンバインドプロセスの要素技術検証に係る検討会の開催	7
2.5 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法等に係る検討調査委託業務ヒアリング等への協力	7
2.6 実施体制	7
2.7 技術開発の目標設定	8
2.8 事業スケジュール	9
第3章 試験内容および試験結果	10
3.1 ガス処理に関する試験	10
3.1.1 概要	10
3.1.2 基礎検討	11
3.1.2.1 溶媒候補の調査	11
3.1.2.2 試験方法	13
(1) ガス化設備概要	13
(2) タール洗浄装置の概要	15
(3) 分析項目	17
3.1.2.3 試験結果	18
3.1.3 実機検証	22
3.1.3.1 試験装置	22
3.1.3.2 処理目標値	24
3.1.3.3 試験条件	25
3.1.3.4 分析項目	26

3.1.3.5	試験結果	28
(1)	全体概要	28
(2)	チャー/ダスト	33
(3)	タール	35
(4)	ガス化ガスの性状	45
(5)	ブロー水	47
(6)	その他	48
(7)	まとめ	49
3.1.3.6	試験装置の問題点・課題	50
(1)	全体概要	50
(2)	サイクロン	50
(3)	No.1 スクラバ	50
(4)	No.2 スクラバ	51
(5)	問題点、課題まとめ	52
3.1.4	選定したガス処理プロセス	53
3.2	ごみ選別処理に関する試験	54
3.2.1	概要	54
3.2.2	試験結果	54
3.2.2.1	試験サンプル	54
3.2.2.2	試験装置	59
3.2.2.3	試験条件	60
3.2.2.4	試験結果	61
3.2.3	ごみ選別処理試験 まとめ	64
第4章	開発した技術がもたらす効果	65
4.1	プロセス計算前提条件	65
4.1.1	ごみ組成の設定	65
4.1.2	メタン発酵について	66
4.1.3	プロセス計算の手法について	72
4.2	発電端効率、送電端効率、CO ₂ 削減量の試算結果	75
4.2.1	さしまベースの場合	75
4.2.2	環境省提示ベースの場合	78
4.2.3	まとめ	81
4.3	プロセスの経済性検討	82
4.4	その他プロセスに関する考察	83
4.4.1	スクラバのブロー水量	83
4.4.2	メタン発酵残渣の乾燥	84

第 5 章 検討会開催および説明会への協力.....	85
5.1 流動床ガス化とメタン発酵のコンバインドプロセスの要素技術検証に係る検討会の開催.....	85
5.2 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法等に係る検討調査委託業務ヒアリング等への協力.....	85
第 6 章 まとめ.....	86
参考文献.....	87

第1章 業務の目的

1.1 社会的背景

平成21年度から5年間の循環型社会形成推進交付金により、ごみ焼却に伴って生じるエネルギーの有効利用を一層進めるため、高効率ごみ発電施設に対する交付率が1/2に嵩上げされ¹⁾、ごみ発電の効率が向上してきた。その後、平成25年には5カ年の新たな廃棄物処理施設整備計画が閣議決定され、ごみ焼却施設の発電効率を平均16%から21%とする重点目標値が掲げられた。また、平成26年度からは「エネルギー回収型廃棄物処理施設」を新たに創設し、高効率エネルギー回収および災害廃棄物処理体制の強化の両方に取り組む施設に対して交付対象が重点化された¹⁾。これらの施策により、実際に平成21年度の交付金制度施行前に14.1%であった平均の発電効率は、制度施行後18.5%に向上した²⁾。特に100～200トン/日規模においては、交付要件よりも高い20%を超える発電効率の施設が多く存在する。しかしながら、100トン/日未満の施設規模では交付要件への適用が難しく交付に適合した施設の数少ない²⁾。実際、図1.1-1に示すように、発電を行っている施設は100トン/日以上規模の施設が大多数であり、100トン/日未満の中小規模施設においては、発電を行っていない施設がほとんどである。

その要因として、通常ごみ発電に使用されている蒸気タービンの特性が挙げられる。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、図1.1-2に示すように発電出力の大きい施設では発電効率が高くなるが、発電出力が小さくなると発電効率が低下する。100トン/日未満の施設では、蒸気タービンを導入してもライフサイクルコスト（以下、LCC）が高くなり発電するメリットを享受できなくなるため発電化が進んでいないと考えられる。一方、ガスエンジンの場合は、発電出力が1,000kW_eを下回る中小規模施設においても、蒸気タービンと比べて高い発電効率を確保することができる。そのため、施設規模が100トン/日未満の中小規模施設においてガスエンジンを使用することができれば、効率の高いごみ発電プロセスが構築できる可能性があり、エネルギー起源CO₂削減に資することになる。

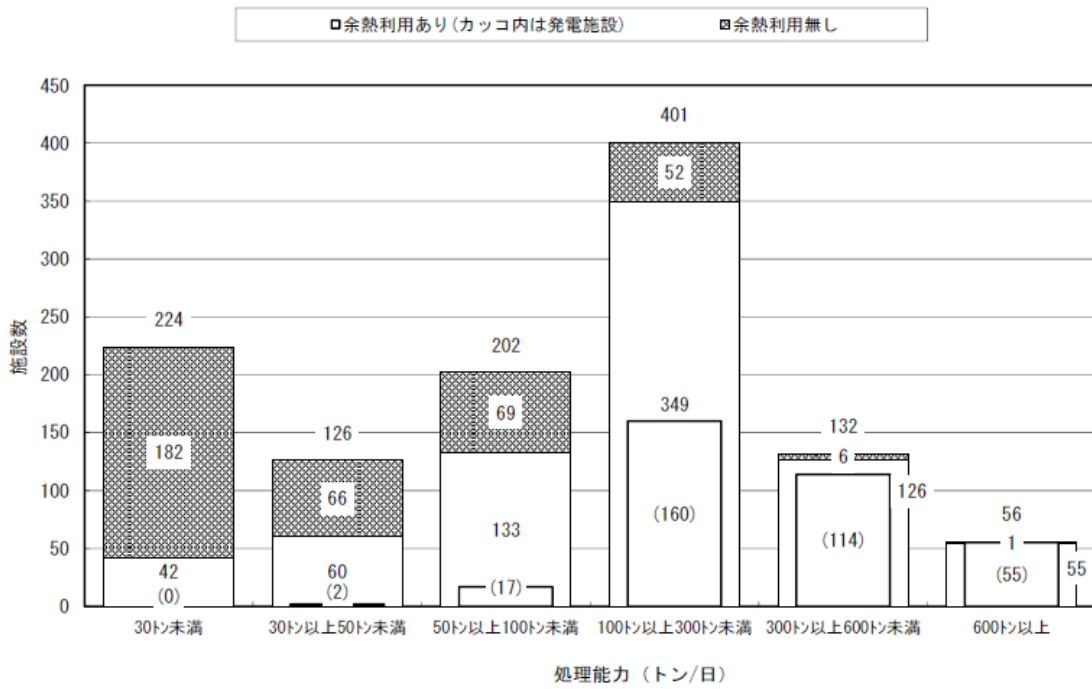


図 1.1-1 施設規模と施設数、発電施設数の関係³⁾

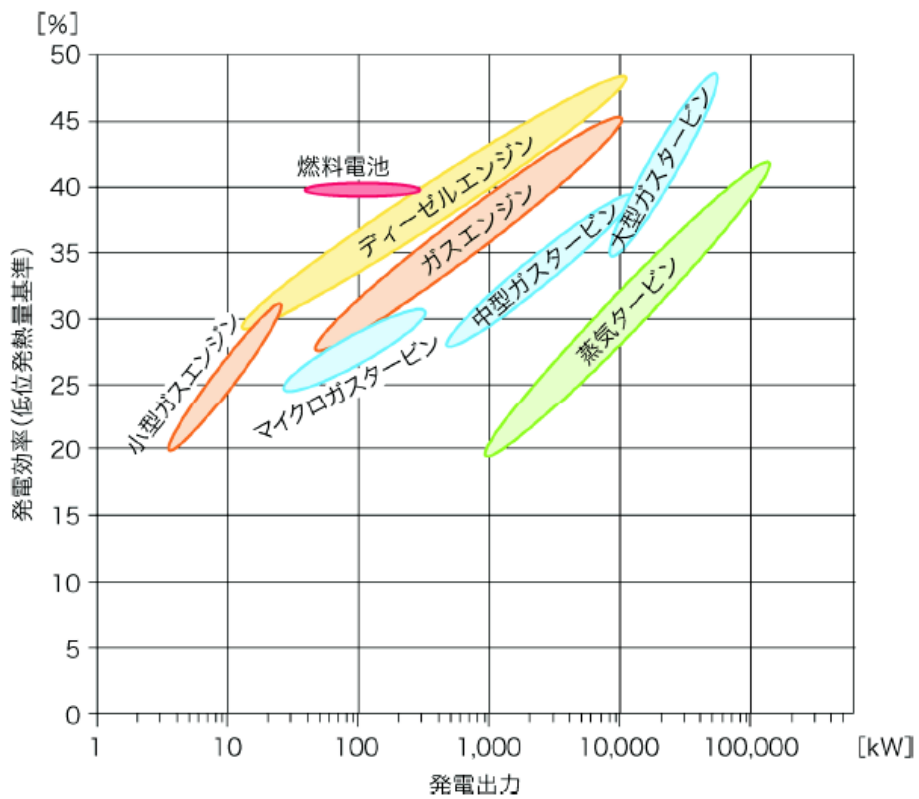


図 1.1-2 各発電装置の発電出力と発電効率の関係⁴⁾

1.2 流動床ガス化とメタン発酵のコンバインドプロセスについて

ガスエンジンは、蒸気タービンと比較して発電出力が小さい領域において高い発電効率が確保できる特長がある。そのため、施設規模 100 トン/日未満の中小規模施設においてガスエンジンを使用することができれば、効率の高いごみ発電プロセスが構築できる可能性があり、中小規模施設におけるエネルギー起源 CO₂ 削減につながる。

ガスエンジンにてごみ発電を行う方法として、図 1.2-1 に示すようなメタン発酵と焼却システムを組み合わせたコンバインドプロセスがあり、既に実施設にて運用されている。しかし、中小規模施設では、メタン発酵で得られたメタン発酵ガスによるガスエンジン発電は行われているが、一般的に焼却されている発酵不適物のエネルギーを活用したガスエンジン発電は行われていない。ごみのエネルギー利活用の観点からも、発酵不適物のエネルギーを発電に活用する方策を検討することが望まれる。ここで、ごみをガス化したガス（以下、ガス化ガス）をガスエンジンの燃料として利用できれば、従来未利用であったエネルギーを発電に活用することが可能となる。

ガスエンジンで発電する場合、ガスエンジンに供給するガスの発熱量は概ね 4 MJ/m³_N 以上を確保することが求められる⁵⁾⁶⁾。しかしながら、発熱量の低い廃棄物をガス化する場合、ガス化炉の温度を保つために必要な空気の供給量が増え、ガス化ガスの発熱量が低くなる。日本国内のごみの低位発熱量の平均はおよそ 8.8 MJ/kg⁷⁾ と低く、これを空気でガス化する場合、ガス化ガスの発熱量はガスエンジンの要求値より低くなる。一方、メタン発酵ガスの発熱量は 18~20 MJ/m³_N 程度あり、ガスエンジンで発電するには十分な発熱量を保有している。

そこで、図 1.2-2 に示すように従来焼却処理されていたごみをガス化して、ガス化ガスとメタン発酵ガスを混合してガスエンジンに供給する方法が考えられる。ガス化炉で生成したガス化ガスは、単独でガスエンジンを駆動できるほど発熱量は高くないが、十分な発熱量を有するメタン発酵ガスと混合することで、発電利用することが可能となり、プロセス全体での発電効率が向上する。

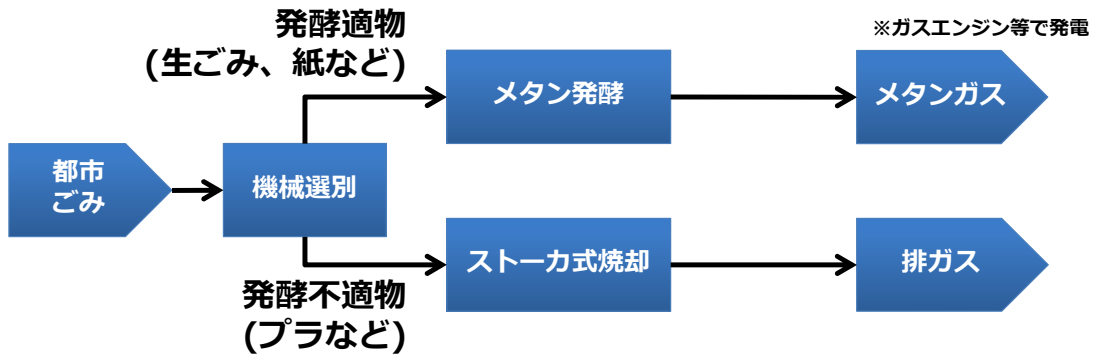


図 1.2-1 メタン発酵と焼却のコンバインドプロセスの一例

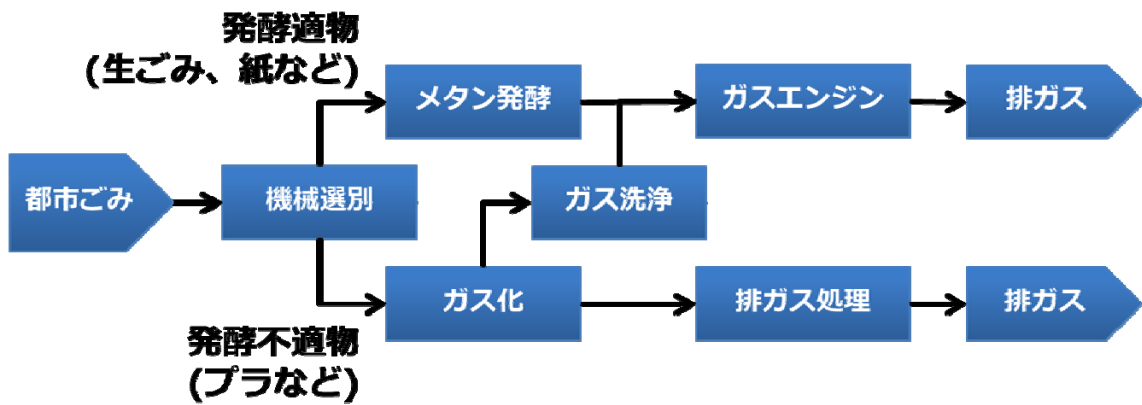


図 1.2-2 提案するガス化とメタン発酵のコンバインドプロセス

1.3 本事業により開発する技術がもたらす効果

本技術は、地球温暖化対策としての CO₂ 排出量削減、およびエネルギー源の多様化の要請に基づく廃棄物等からのエネルギー回収効率の向上などの社会的な要請に沿った技術である。特に中小規模の廃棄物処理施設における発電効率の向上に貢献できる技術であり、今後我が国で期待される地域分散型でロバストなエネルギー供給構造に寄与できるものである。

1.4 実現にむけた課題

流動床ガス化とメタン発酵のコンバインドプロセスの実現に向けて、解決すべき技術的な課題がある。例えば、ごみをガス化したガス中に含まれるガスエンジンの安定運転の障害となる物質の除去である。具体的にはチャーやタール、塩化水素等の腐食性ガスの除去であり、これらの物質の除去技術を確立する必要がある。また、提案プロセスを評価するためには、流動床ガス化とメタン発酵に適した機械選別技術（メタン発酵に適したごみとその他のごみの選別）を評価する必要がある。

本事業では、流動床ガス化とメタン発酵のコンバインドプロセスの実現可能性を検討するために必要なデータを取得するとともに、取得したデータ等をもとに提案プロセスを評価することを目的とする。以下に、提案プロセスの確立に向けて実施した業務の内容について記載する。

第2章 業務の内容

2.1 ガス処理に関する試験

ガス化ガスには、ガスエンジンの安定運転の障害となるチャーやタール、塩化水素等のガスエンジン不適物が含まれる。これらを除く方法としては、サイクロンやスクラバ等を用いることが考えられる。サイクロンでは主にチャー等の固形物、スクラバではタールや塩化水素等のガスエンジン不適物の除去が期待できる。そこで、本試験においては、サイクロンやスクラバ等の除去性能を把握するとともに、スクラバからの排水量やその成分を把握することとした。なお、スクラバは溶媒の種類とガスエンジン不適物の除去率の関係が不明確であることから、試験開始前に文献調査等の事前検討を行った上で具体的に試験条件を決定した。

2.2 ごみ選別処理に関する試験

ごみは、機械選別機を用いて、メタン発酵に適した発酵適物と発酵不適物に選別する試験を実施した。選別されたごみの組成や量によってメタン発酵ガスの組成や量が変化するため、流動床ガス化とメタン発酵のコンバインドプロセスにおいては、機械選別の性能がプロセスの評価に大きく影響する。そこで本検証において、ごみの機械選別に関するデータを取得・解析した。

具体的には、実施設の年間を通じたごみ組成比率に関するデータをもとに模擬ごみを作製して機械選別機の選別試験を行い、発酵適物と発酵不適物への選別データを得た。試験では、実機規模の機械選別機を用いて、選別条件（メッシュ径）を変えて2回の試験を実施した。

2.3 プロセスの実現可能性検討

2.1 項、2.2 項で得られたデータ等を踏まえて、流動床ガス化とメタン発酵のコンバインドプロセスの実現可能性を検討した。その際、各スクラバのブロー水量の影響およびメタン発酵残渣の乾燥についても考察した。

2.4 流動床ガス化とメタン発酵のコンバインドプロセスの要素技術検証に係る検討会の開催

流動床ガス化とメタン発酵のコンバインドプロセスの要素技術検証に係る検討会を開催し、業務の円滑な実施を図った。

2.5 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法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 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法等に係る検討調査委託業務」に係るヒアリングや説明会で本委託事業の取組み内容を報告・説明した。

2.6 実施体制

本事業は、図 2.6-1 に示す体制で実施した。さしまクリーンセンター寺久でのガス処理試験、ごみ選別試験、プロセスの実現可能性検討は、神鋼環境ソリューションが実施した。これらの業務を実施するに当たり、さしまクリーンセンター寺久でのガス化ガスの提供、さしまクリーンセンター寺久のごみ組成データの提供は、さしま環境管理事務組合が行った。

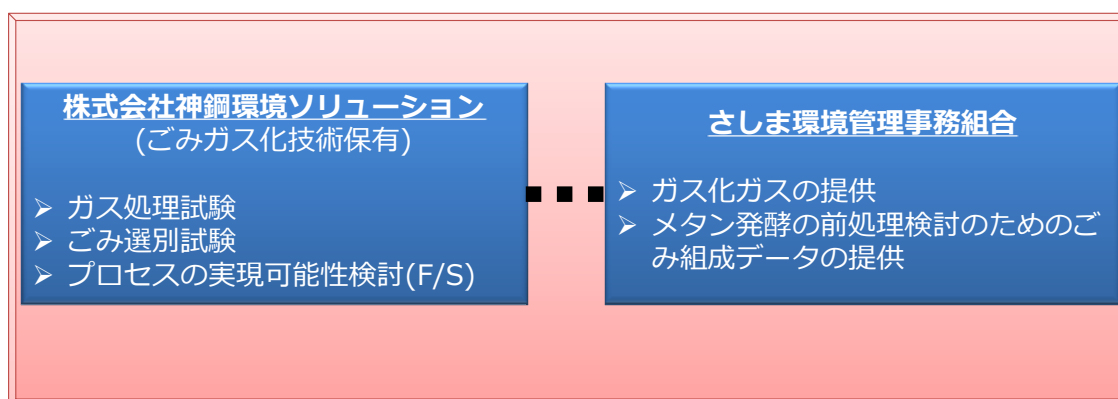


図 2.6-1 本事業の実施体制

2.7 技術開発の目標設定

表2.7-1 技術開発の目標設定

	項目	現状	目標
0	全体目標	一般廃棄物をガス化したガスとメタン発酵ガスを混合してガスエンジン発電を実施した例は無い。	処理量50トン/日/炉×年間稼働日数280日/年の施設において、発電効率13%以上（送電が可能となること）、電力由来CO ₂ 削減量2,000トン/年/施設以上、LCC従来技術と同等以下。
1	ガス処理に関する試験	一般廃棄物をガス化したガスをガスエンジンに供給可能なガス質に処理する条件は明確になっていない。	一般廃棄物をガス化したガスに含まれるタール、塩化水素などの腐食性ガスを除去し、ガスエンジンの運転に適したガス質に処理可能なプロセスを確立する。具体的にはサイクロンやスクラバの組み合わせによる障害物質の除去プロセスを検証し、プロセスの確立に必要なスクラバのプロロー水量や水質等の設計に必要なデータを取得した上で、適切なガス処理プロセスを提案する。
2	ごみ選別処理に関する試験	一般廃棄物を発酵適物と発酵不適物に選別する技術の実施例は少ない。	一般廃棄物をメタン発酵に適したごみに選別する必要があり、選別されたごみの質や量によってメタン発酵ガスの質や量が変化する。そのため、機械選別の性能がプロセスの評価に大きく影響する。よって、メタン発酵に適したごみとその他メタン発酵不適物を選別するのに最適な機械選別装置の評価を行うとともに、F/Sの基礎データを取得する。
3	プロセスの実現可能性検討 (F/S)	机上でのプロセス評価しかできていない。	得られた試験データを元に、流動床ガス化とメタン発酵のコンビナインドプロセスの実現可能性検討 (F/S) を実施する。その際、各スクラバのプロロー水量の影響およびメタン発酵残渣の乾燥についても考察する。また、システムが単純焼却と比較して複雑になることから、できるだけ簡略なプロセスとするよう配慮する。

2.8 事業スケジュール

9月から10月にかけてごみ選別試験を実施した。ガス処理試験について、12月末まで装置製作、据付工事、試運転等の試験準備を行い、1月から2月初めにかけて試験を実施した。1月から2月にかけてプロセス評価を実施した。

	H29年度									
	6	7	8	9	10	11	12	1	2	3
①ガス処理試験			装置製作				据付工事 試運転	試験		解体
②ごみ選別試験				試験						
③プロセス評価										
④ 報告書作成										

図 2.8-1 スケジュール

第3章 試験内容および試験結果

3.1 ガス処理に関する試験

3.1.1 概要

ガス化ガスに含まれるタールを除去する方法としてスクラバの利用が考えられるが、タール除去に適した溶媒の種類などについて具体的に検討を行った例は少ない。

そこで、実機でのガス処理試験を開始する前に、事前検討として良好なタール除去率が期待できる溶媒について文献調査を行った。当社技術研究所のガス化試験設備にて、文献調査で選定した溶媒候補のタール除去率を検証し、実機検証に用いる溶媒を選定したうえで、実機でガス処理試験を行った。ガス処理試験全体のスケジュールを図3.1.1-1に示す。

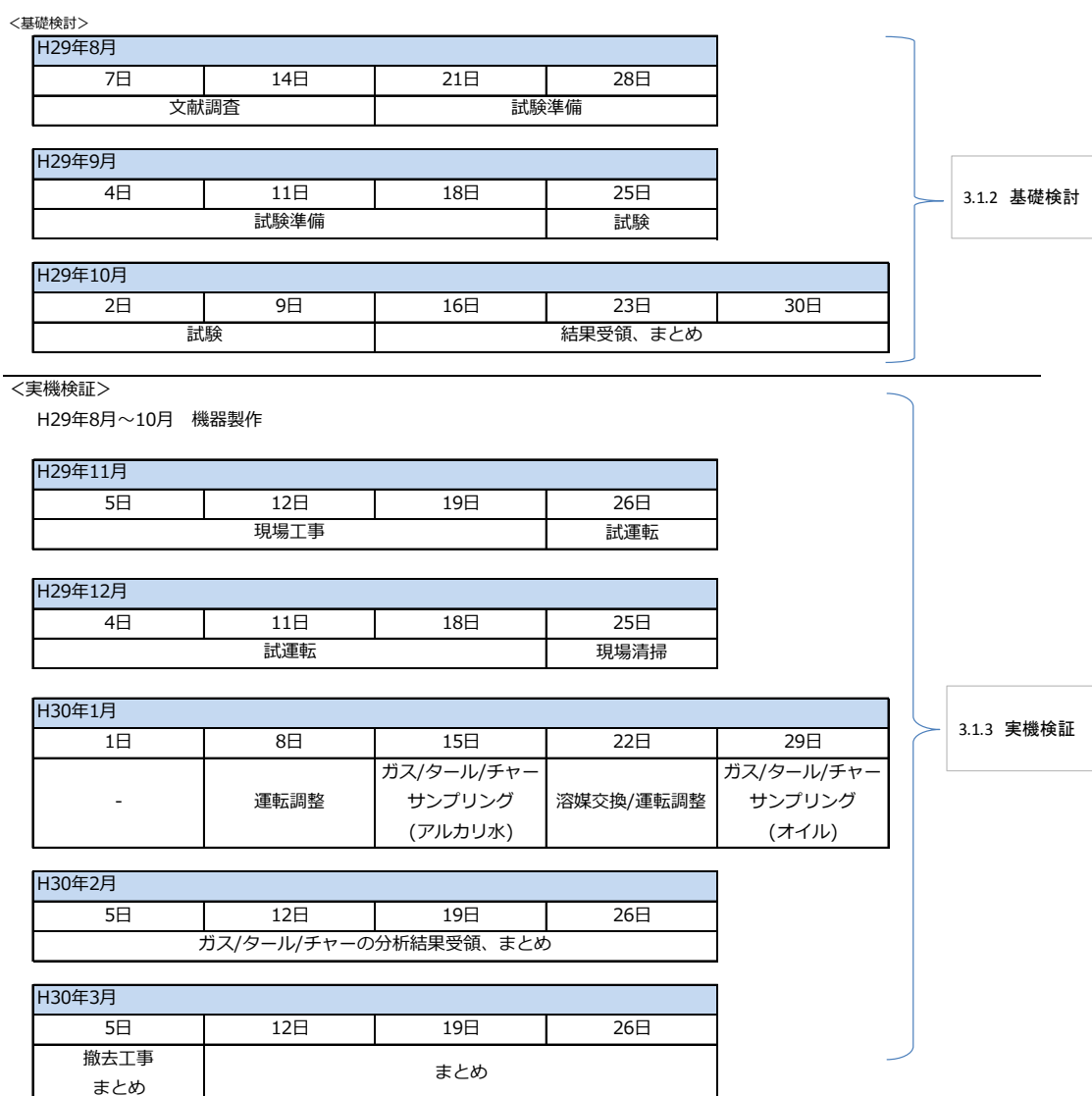


図 3.1.1-1 ガス処理試験 全体スケジュール（基礎検討、実機検証）

3.1.2 基礎検討

3.1.2.1 溶媒候補の調査

文献調査の結果から、タール除去に効果的な溶媒あるいは物質として、(1)オイル、(2)界面活性剤、(3)アルカリ水、(4)増粘剤を抽出した。それぞれのタール除去のメカニズム（推定含む）を下記に述べる。

(1)オイル

有効なタール除去方法としてオイルスクラバの利用が注目されており、既往研究でもガス化ガスに対する高いタール除去実績が確認されている^{8) 9)}。Phuphuakrat らは、ガス中のタール洗浄スクラバの溶媒として、水と各種オイル（ディーゼル燃料、バイオディーゼル燃料、食用油、エンジンオイル）を使用し、それぞれのタール除去率の評価を行った結果、オイル系溶媒のタール除去性能が水と比べ極めて良好であることを確認している。理由は、オイルとタールはいずれも非極性の物質であり、極性をもつ水よりも、ガス中のタールが液相に溶解しやすかったためであると考察されている⁸⁾。一方で、水を使用したスクラバ内では、凝縮したタールが水表面に分離層を形成する様子が観察されており、タールが疎水性を有することが確認された⁸⁾。

そこで、本試験では、市販のスクラバオイルを入手し、ガス化ガスに含まれるタールの除去率を検証することとした。

(2)界面活性剤（臭化セチルトリメチルアンモニウム、以下 CTAB）水溶液

界面活性剤とは、図 3.1.2.1-1 のように親油基と親水基をもつ両親性物質である。油などの難水溶性物質と水の界面に吸着して界面張力を低下させ、難水溶性物質の水溶性を高める効果を持ち、洗剤や可溶化剤として広く利用されている（図 3.1.2.1-2）。

CTAB をはじめとする陽イオン性界面活性剤は、芳香族系化合物と分子錯体を生成し、水溶性を著しく高める¹⁰⁾ ことが報告されており、主に芳香族化合物で構成され、難水溶性を示すタールに対しても、同様にその水溶性を高める効果が期待される。

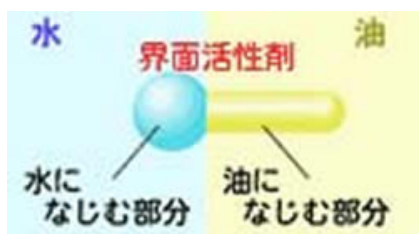


図 3.1.2.1-1 界面活性剤の構造¹¹⁾

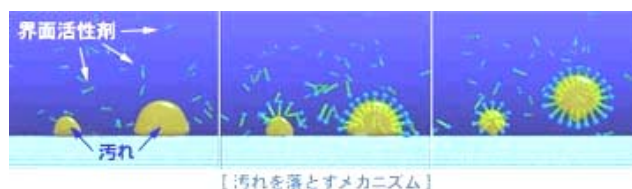


図 3.1.2.1-2 界面活性剤が汚れを落とすメカニズム¹¹⁾

(3)アルカリ水

Barranco ら¹²⁾ は、pH 9 以上の溶液中で、pH の上昇に伴いコールタールと水の界面張力が著しい低下を示すことを確認した。また、Hauswirth ら (2012)¹³⁾ も同様に、pH の上昇に伴いコールタールと水の界面張力の低下を確認している (図 3.1.2.1-3)。pH の高い溶液中では、ガス中の酸性成分が脱プロトン化されてイオン化し、イオン系界面活性剤を形成することで、界面活性剤と同様に界面張力を低下させる働きをもつとされている¹³⁾。

本試験では、Hauswirth らと同様に NaOH を使用してアルカリ水を作製し、ガス化ガスに含まれるタールの除去率を評価することとした。また、図 3.1.2.1-3 より、NaOH の濃度が 0.3wt.% 付近、つまり pH 12~13 付近において、IFT (界面張力) が急激に低下していることから、タール除去効果の高い pH について検証するため、pH 12 と 13 の溶液を作製し比較を行うこととした。

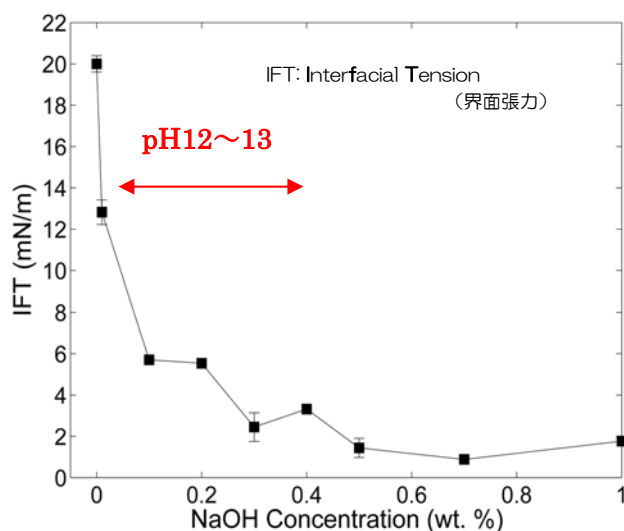


図 3.1.2.1-3 NaOH 濃度の上昇による水とタール間の界面張力の低下¹³⁾

(4)増粘剤 (キサンタンガム、以下 XG) 水溶液

Hauswirth ら¹⁴⁾ は、液体状のタールを充填したカラムに溶媒を通し、その洗浄性を評価する実験を行った結果、水に NaOH および増粘剤 (XG) を添加した条件 (pH 11) において、93 %のタール除去率を示した。これは、増粘剤により溶媒の粘度が上昇することで滞留時間が増加したためと考察されている¹⁴⁾。試験条件は異なるものの、本試験においても滞留時間の増加は洗浄効果向上に寄与する可能性があると考えられるため、検証を行った。

なお、増粘剤の有無とアルカリの有無の両方の違いを検証するため、増粘剤のみの場合と、増粘剤と NaOH を混合した場合で、比較を行うこととした。

3.1.2.2 試験方法

(1) ガス化設備概要

本試験は、当社が保有するガス化試験設備（写真 3.1.2.2-1）で実施した。ガス化設備のプロセスフローを図 3.1.2.2-2 に示す。流動床式ガス化炉で木質ペレット（表 3.1.2.2-3）をガス化し、ガス化炉ダクトから生成したガスの一部を引き抜き、タール洗浄装置に供した。このとき、ガス化ガス中のタール濃度が $20 \text{ g/m}^3\text{N-dry}$ 程度となるようにガス化炉の操作条件を決定した。



写真 3.1.2.2-1 当社ガス化設備の外観

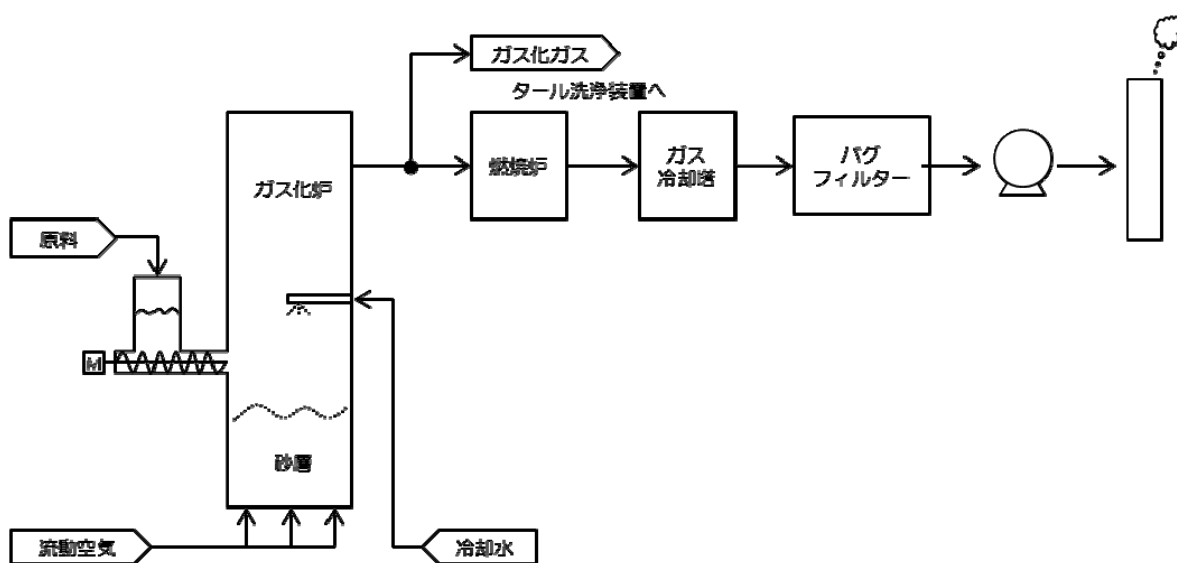


図 3.1.2.2-2 ガス化設備のプロセスフロー

表 3.1.2.2-3 木質ペレットの外観と組成

外観		
水分 [wet%]		8.1
灰分 [dry%]		0.4
揮発分 [dry%]		85.3
固定炭素 [dry%]		14.3
炭素 C [dry%]		51.4
水素 H [dry%]		5.1
窒素 N [dry%]		0.5
酸素 O [dry%]		42.2
LHV [MJ/kg]		18.7

(2) タール洗浄装置の概要

本試験におけるタール洗浄装置のフローを図 3.1.2.2-4、スクラバの溶媒条件を表 3.1.2.2-5 に示す。ガス化炉ダクトから引き抜かれたガス化ガスは、コットンフィルターによりチャー/ダストなどの固形分を除去したのち、タール洗浄装置に供した。このときのガス吸引量は 5 L/min とした。また、引き抜かれたガス化ガスの温度がタール洗浄装置の入口で 150°C程度となるようタール洗浄装置に至るまでの配管に敷設したリボンヒーターで加熱した。タール洗浄装置は、密閉容器内の溶媒中をガス化ガスが通過するようになっており、溶媒温度は 80°Cで一定となるようデジタルホットスターラー（AS ONE 社製 CHPS-250DN）で加熱した。タール洗浄装置を通過した洗浄後のガスは、気液分離装置で冷却しガス中の水分と溶媒を除去した後、燃焼炉に戻した。

各溶媒のタール除去率はフィルター後（タール洗浄装置入口）と洗浄装置後で採取されたタール濃度で評価した。タールの採取は図 3.1.2.2-6 に示す装置で実施した。

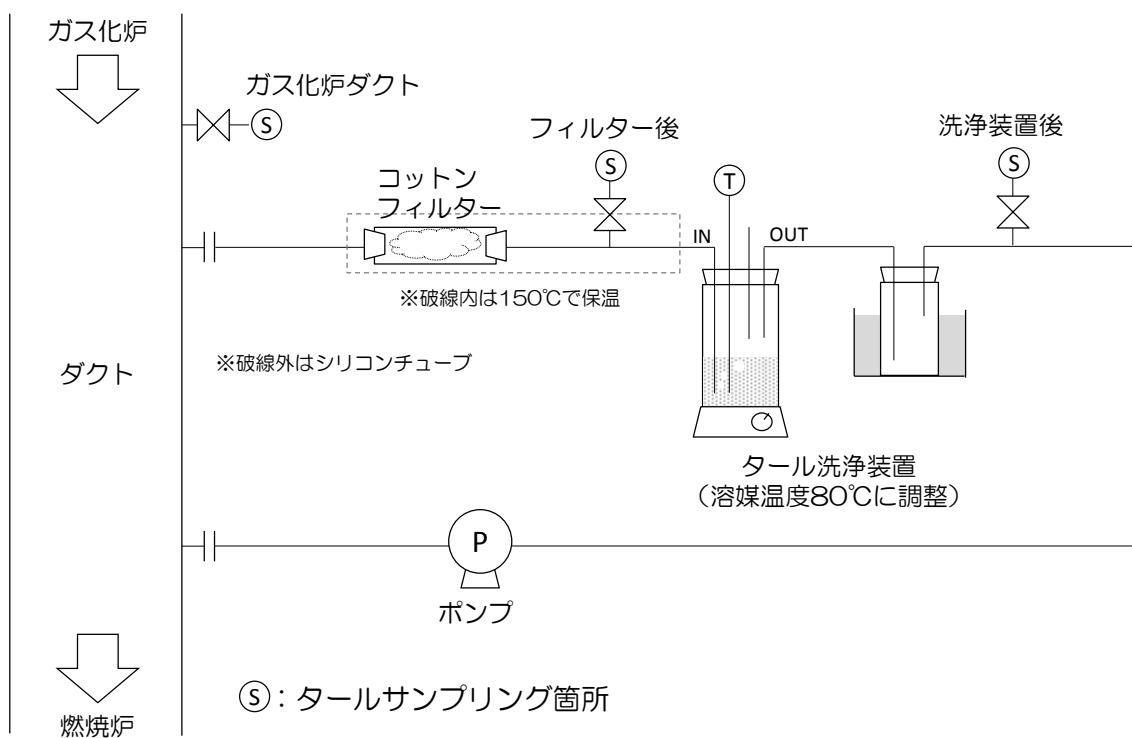


図 3.1.2.2-4 タール洗浄装置

表 3.1.2.2-5 検証するスクラバ溶媒条件

溶媒・物質名		備考
①	水	-
②	オイル	-
③	アルカリ水 (pH 12)	25%NaOH を使用し pH 12 となるように調整
④	アルカリ水 (pH 13)	25%NaOH を使用し pH 13 となるように調整
⑤	増粘剤 (XG)	-
⑥	増粘剤+ NaOH (pH 13)	25%NaOH を使用し pH 13 となるように調整
⑦	界面活性剤 (CTAB)	臨界ミセル濃度の 2 倍

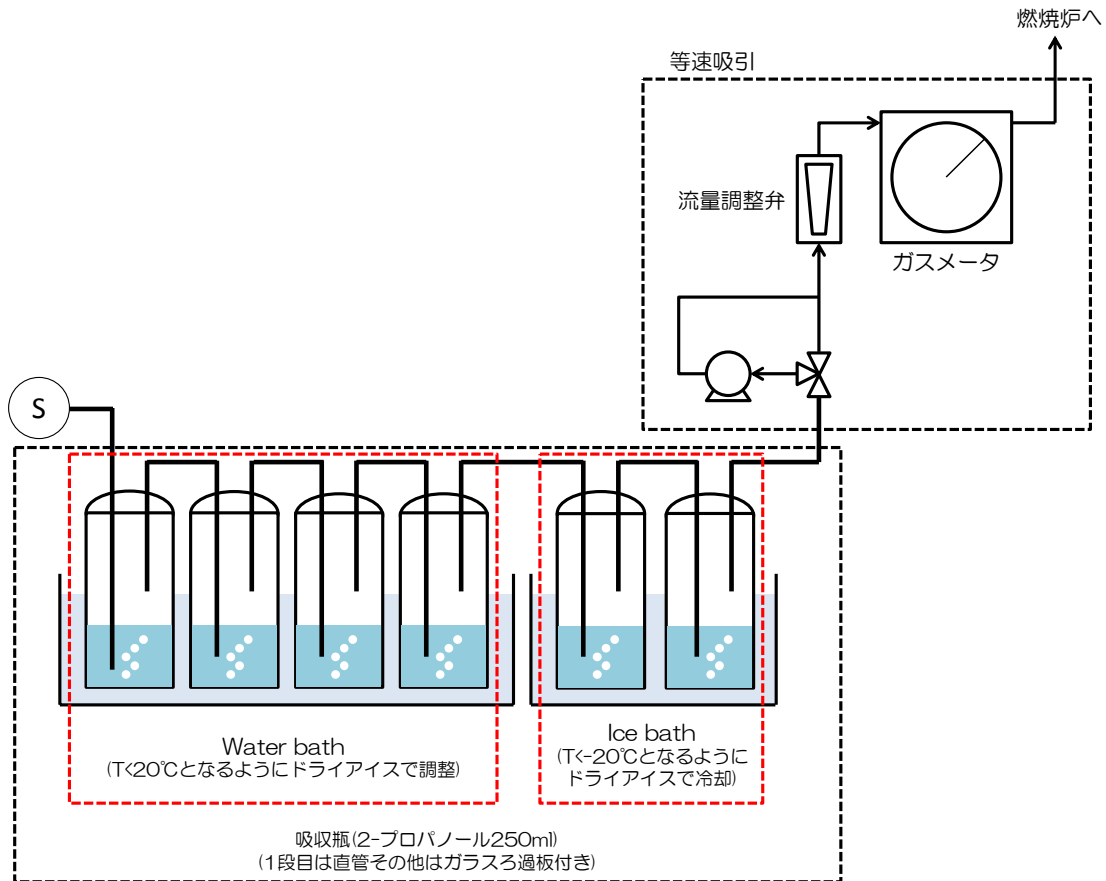


図 3.1.2.2-6 タール採取のプロセス概要

(3) 分析項目

各条件での分析項目は以下とした。

① タール濃度 [$\text{g}/\text{m}^3\text{N}\cdot\text{dry}$]

② ベンゼン、トルエン、キシレン、ナフタレン、アセナフチレン、アントラセン、フルオランテン、ピレン [$\text{g}/\text{m}^3\text{N}\cdot\text{dry}$]

※ タール成分 (②) はフィルター後と洗浄装置後の 2 か所で採取したものを分析。

3.1.2.3 試験結果

(1) 各試験条件におけるタール除去率

各試験条件におけるタール濃度とタール除去率を表 3.1.2.3-1 に示す。タール除去率の結果から、各溶媒のタール洗浄効果は、

オイル>アルカリ水 (pH 13) >アルカリ水 (pH 12) >増粘剤>増粘剤+NaOH>水の順に高いことが分かった。なお、溶媒に界面活性剤を使用した条件においては、タール洗浄装置内で発泡現象が見られたことにより適切なサンプリングができなかった。

したがって、スクラバにおけるタール洗浄効果はオイルが最も高く（除去率約 92%）、次にアルカリ水 (pH 13) の効果が高い（除去率約 73%）ことが明らかとなり、これらがタール洗浄溶媒として有用である可能性が示された。

(2) タール洗浄前後のタール成分分析結果

各試験条件におけるタール成分の分析結果を表 3.1.2.3-2 に示す。ベンゼン環数 3 以上の比較的重質なタール成分については、すべての条件で検出されなかった。これは、沸点の高い重質タールが配管やコットンフィルターなどに付着したためと推測される。また、オイルによる洗浄後は、他の条件と比較して、ベンゼン環数 1~2 の軽質タールについても濃度の低下が確認された。このことから、(1)と同様に、オイルが最もタール洗浄に有効である可能性が高いと考えられた。

表3.1.2.3-1 各溶媒のタール除去率

サンプリング位置	ガス化炉ダクト	フィルタ後	洗浄装置後						
			①	②	③	④	⑤	⑥	⑦
溶媒	-	-	水	オイル	アルカリ水 (pH 12)	アルカリ水 (pH 13)	増粘剤	増粘剤 + NaOH (pH 13)	界面活性剤
タール濃度	25.8	6.2	3.6	0.5	2.2	1.7	2.7	3.0	7.9
フィルタ後 タール濃度に対する タール除去率	-	-	42.5	91.7	65.1	73.0	56.9	51.4	-27.3
			g/m ³ N-dry						
			%						

表3.1.2.3-2 各試験条件におけるターール成分の分析結果

サンプリング位置	フィルタ後	洗浄装置後						
		① 水	② オイル	③ アルカリ水 (pH 12)	④ アルカリ水 (pH 13)	⑤ 増粘剤	⑥ 増粘剤 + NaOH (pH 13)	⑦ 界面活性剤
溶媒	-	0.87	0.49	1.22	0.70	1.19	1.15	1.08
		0.62	0.31	0.86	0.40	1.07	0.82	0.95
		ND	ND	ND	ND	0.29	ND	0.27
		0.13	ND	0.11	0.06	0.15	0.13	0.23
		0.02	ND	ND	ND	ND	ND	0.04
1環※	g/m ³ N-dry	ND	ND	ND	ND	ND	ND	
2環※		ND	ND	ND	ND	ND	ND	
3環※		ND	ND	ND	ND	ND	ND	
4環※		ND	ND	ND	ND	ND	ND	
ピレン		ND	ND	ND	ND	ND	ND	

注) ND: Not Detected

※ベンゼン環の数

3.1.2.4 基礎検討 まとめ

- ・ 実機でのガス処理試験の事前検討として、文献調査からタール洗浄効果が期待できる溶媒を選定し、タール除去率の比較評価を行った。
- ・ 基礎検討の結果から、各溶媒のタール除去効果は、
オイル>アルカリ水 (pH 13) >アルカリ水 (pH 12) >増粘剤>増粘剤+NaOH>水の順に高いことが示唆され、実機でのガス処理試験においてはオイルとアルカリ水 (NaOH/pH13) を用いてタール除去率を検証することにした。

3.1.3 実機検証

3.1.3.1 試験装置

3.1.2 項の基礎検討結果に基づき、ガスエンジンの安定運転の障害となるチャー/ダスト、タール、塩化水素等を除去するために、排ガス量 100 m³/h 程度のサイクロンとスクラバを組み合わせたガス処理装置を設計/試作した。ガス処理装置は主に、チャー/ダストを除去するサイクロン、タールや HCl（塩化水素）、H₂S（硫化水素）、NH₃（アンモニア）、シロキサンを除去するスクラバ（No.1、No.2 の 2 塔）で構成する。

試作機は、さしま環境管理事務組合 さしまクリーンセンター寺久に設置して、配管や制御盤等の付帯機器を取り付ける工事を実施した。設置した試作機のフローを図 3.1.3.1-1 に、外観を写真 3.1.3.1-2 に示す。装置設置後、ガス処理試験の実施までに無負荷によるインターロックチェック、ガスラインおよび水ラインのリークチェック等を実施した後、ガス処理試験を実施した。また、本事業終了時までには試作機等は解体・撤去した（写真 3.1.3.1-3）。

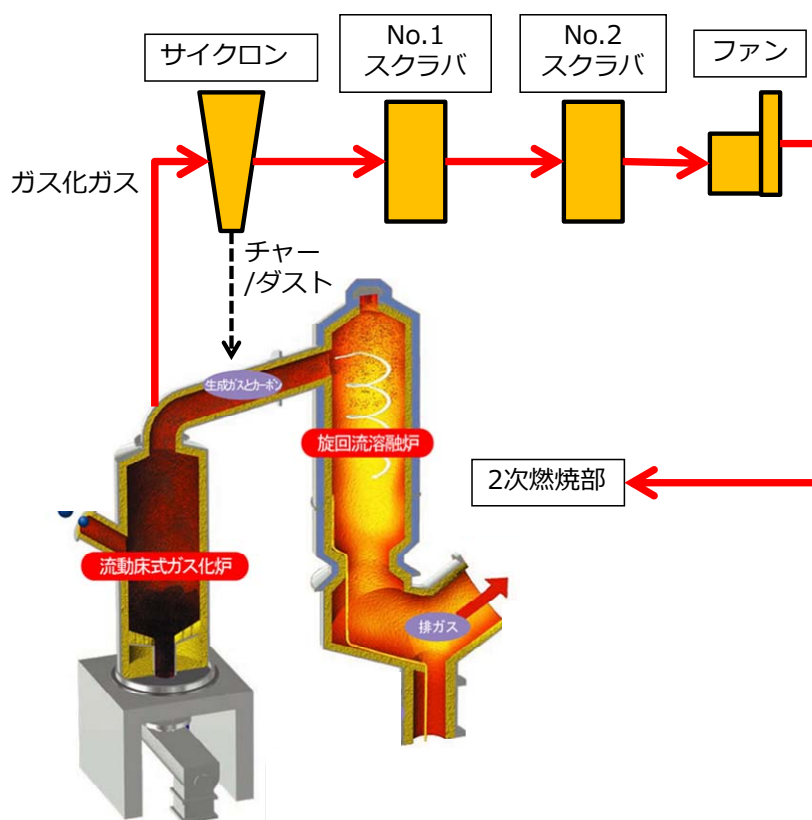


図 3.1.3.1-1 試作機のフロー

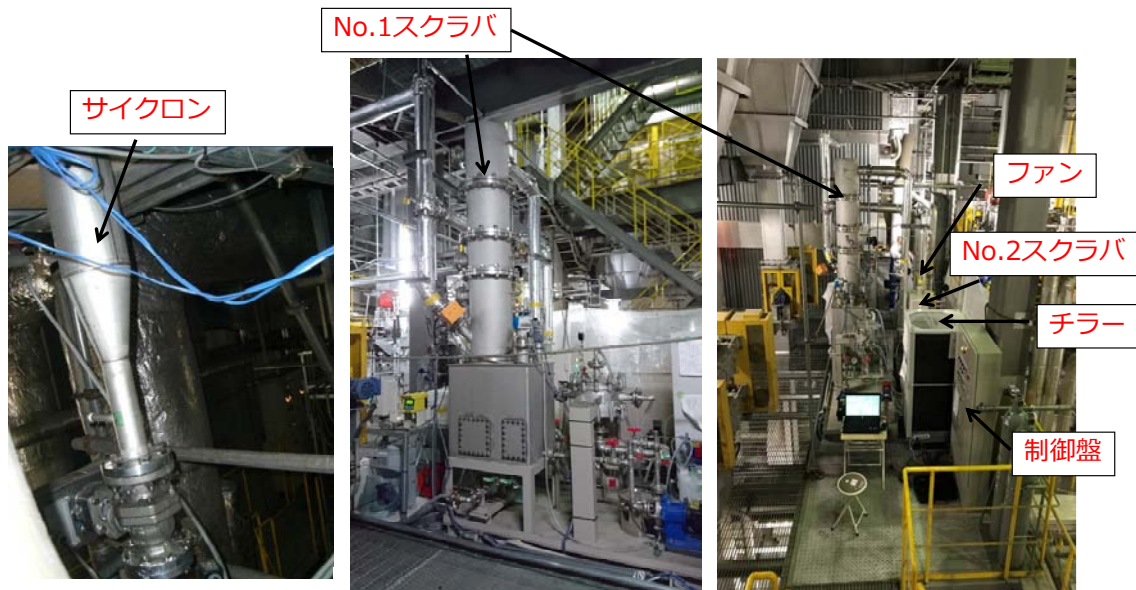


写真 3.1.3.1-2 試作機 外観



写真 3.1.3.1-3 試作機撤去後の写真

3.1.3.2 処理目標値

ガスエンジンで安定して発電するためには、ガス中に含まれるガスエンジン不適物を除去する必要がある。ガスエンジンメーカーからの情報をもとに、ガス処理プロセスにて対応すべき項目として表 3.1.3.2-1 の項目を抽出し、処理目標値を設定した。除去対象物質は、ガスエンジン要求項目の内、チャー/ダスト、タール、HCl、H₂S、NH₃、Si（シロキサン中ケイ素）とした。

表 3.1.3.2-1 ガスエンジン不適物に関する処理目標値

除去対象	処理目標値
チャー/ダスト	< 1 mg/m ³ N-dry 5 μm 以上の粒子は許容できない
タール	ベンゼン環数 2 : < 1 g/m ³ N-dry 3 : < 0.01 g/m ³ N-dry 4 以上 : 許容できない
HCl	< 10 ppm
H ₂ S	< 300 ppm
NH ₃	< 10 ppm
Si	< 1.0 mg/m ³ N

3.1.3.3 試験条件

No.1 および No.2 スクラバ内の溶媒と運転温度を表 3.1.3.3-1 に示す。溶媒は 3.1.2 項の基礎検討結果を踏まえて、アルカリ水 (NaOH/pH13) とオイルの 2 種類を使用した。また、溶媒の温度の違いによるタール除去率の違いを確認するために、No.1 スクラバの運転温度は 80℃と 60℃の 2 条件とした。すなわち、溶媒 2 条件、運転温度 2 条件の、計 4 条件で試験を行った。条件 1、2 (溶媒：アルカリ水) において、pH の調整は No.1 スクラバに設置した pH 計の指示値に従って所定の pH となるよう NaOH の添加量を制御した。なお、No.2 スクラバでは pH 調整は実施していない。また、試験中に No.1 スクラバと No.2 スクラバに対してオイルや水の補給は実施していない。

試験装置の通ガス量は、ガス化炉ダクトからの吸引ガス量として 70 m³N/h 程度に相当する量とした。当初 100 m³N/h での試験を予定していたが、スクラバの温度調整のため吸引ガス量を当初の予定より若干減らして試験を行った。

試運転時にガス化炉ダクト温度 500~600℃にてガス処理運転を実施したが、再度 No.1 スクラバの循環ポンプを起動しようとしたときに、起動できない現象が見られた (詳細は 3.1.3.6 (3) 項参照)。ガス化炉の温度が低かったために試験装置に多量のタールが流入し、それらが試験終了後に冷却、凝縮したためと考えられた。そこで、本試験ではガス化炉ダクト温度を 700~750℃程度とすることで、タール生成量を減らすことを図った。

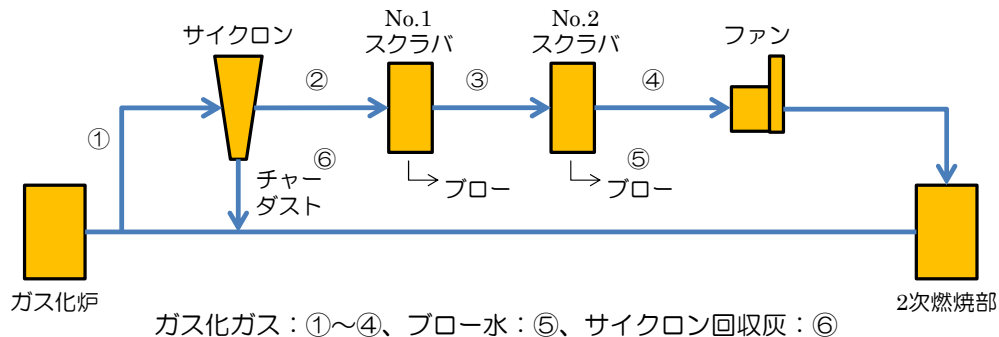
表 3.1.3.3-1 試験条件

	No.1 スクラバ		No.2 スクラバ	
	溶媒 (除去対象)	運転温度	溶媒 (除去対象)	運転温度
条件 1	アルカリ水 (タール、HCl、H ₂ S)	80℃	中性水 (NH ₃ 、Si)	40~50℃
条件 2		60℃		
条件 3	オイル：鉱物油 (タール)	80℃	中性水 (HCl、H ₂ S、NH ₃ 、Si)	40~50℃
条件 4		60℃		

3.1.3.4 分析項目

ガス処理試験における分析対象と分析項目を図 3.1.3.4-1 に示す。試験装置の各所でガス化ガス、チャー/ダストおよびタールをサンプリングし、組成や濃度を分析することでガス処理装置の性能を確認した（分析対象①～④）。なお、チャー/ダストおよびタールは Guideline for Sampling and Analysis of Tar and Particles in Biomass Producer Gases Ver3.3 に準拠して採取および濃度分析を行った。タール成分の定量分析は JIS 0123：2006 ガスクロマトグラフ質量分析法に準拠して実施した。タール成分の分析項目は表 3.1.3.4-2 の通りである。ガスエンジンメーカーへのヒアリングにより、ベンゼン環数が 4 以上の成分は許容できないとのことから、当社の過去の試験⁵⁾（以下、過去試験）で検出されたベンゼン環数 4 以上の成分全てを分析対象とした。ベンゼン環数 2 と 3 の成分に関しては、過去試験において、それぞれガスエンジンの処理目標値（3.1.3.2 項参照）を超えた成分を分析対象とした。ベンゼン環数 1 の成分については処理目標値として取り上げていないが、過去試験において含有割合が 1vol%以上の成分を分析対象とした。フェノールは、過去試験では検出されなかったものの、既往の文献で高濃度に検出されていることが報告されている^{15) 16)} ことから分析対象とした。

また、スクラバ内の溶媒の汚れ具合を確認するために、試験中にスクラバブローラインからサンプルを採取し、溶解性成分の分析を行った（分析対象⑤）。その他、サイクロン回収灰についても組成分析を行った（分析対象⑥）。



項目	①	②	③	④	⑤	⑥
1)ガス成分 主要：CO, H ₂ , CH ₄ , C ₂ H ₂ , C ₂ H ₄ , C ₂ H ₆ , C ₃ H ₆ , C ₃ H ₈ , CO ₂ , N ₂ , O ₂ , H ₂ O 微量：Si, HCl, H ₂ S, NH ₃	○	-	-	○	-	-
2)タール タール濃度、組成(CHNO)、タール成分の定量分析	○	○	○	○	-	-
3)チャー/ダスト チャー/ダスト濃度 成分(灰分、可燃分、CHNO)、粒度分布	○	○	○	○	-	-
4)ブロー水の成分分析 Cl ⁻ , S ²⁻ , NH ₄ ⁺ , TS, TDS	-	-	-	-	○	-
5)サイクロン回収灰の成分分析 成分(灰分、可燃分、CHNO)	-	-	-	-	-	○

図 3.1.3.4-1 ガス処理試験の分析対象

表 3.1.3.4-2 タール成分の定量分析項目

ベンゼン環の数	分析対象
1 (処理目標値：なし)	ベンゼン、トルエン、スチレンモノマー、フェノール、インデン
2 (処理目標値：<1 g/m ³ N-dry)	ナフタレン、アセナフチレン、フルオレン
3 (処理目標値：<0.01 g/m ³ N-dry)	フェナンスレン、アントラセン
4 以上 (処理目標値：許容不可)	フルオランテン、ピレン、ベンゾ[a]アントラセン、クリセン、ベンゾ[b]フルオランテン、ベンゾ[k]フルオランテン、ベンゾ[a]ピレン、インデノ[1,2,3-c,d]ピレン

3.1.3.5 試験結果

(1) 全体概要

各条件における試験装置およびガス化炉の運転に関するトレンドデータを図 3.1.3.5-1～3.1.3.5-4 に、運転実績のまとめを表 3.1.3.5-5 に示す。

<条件 1 および 2>

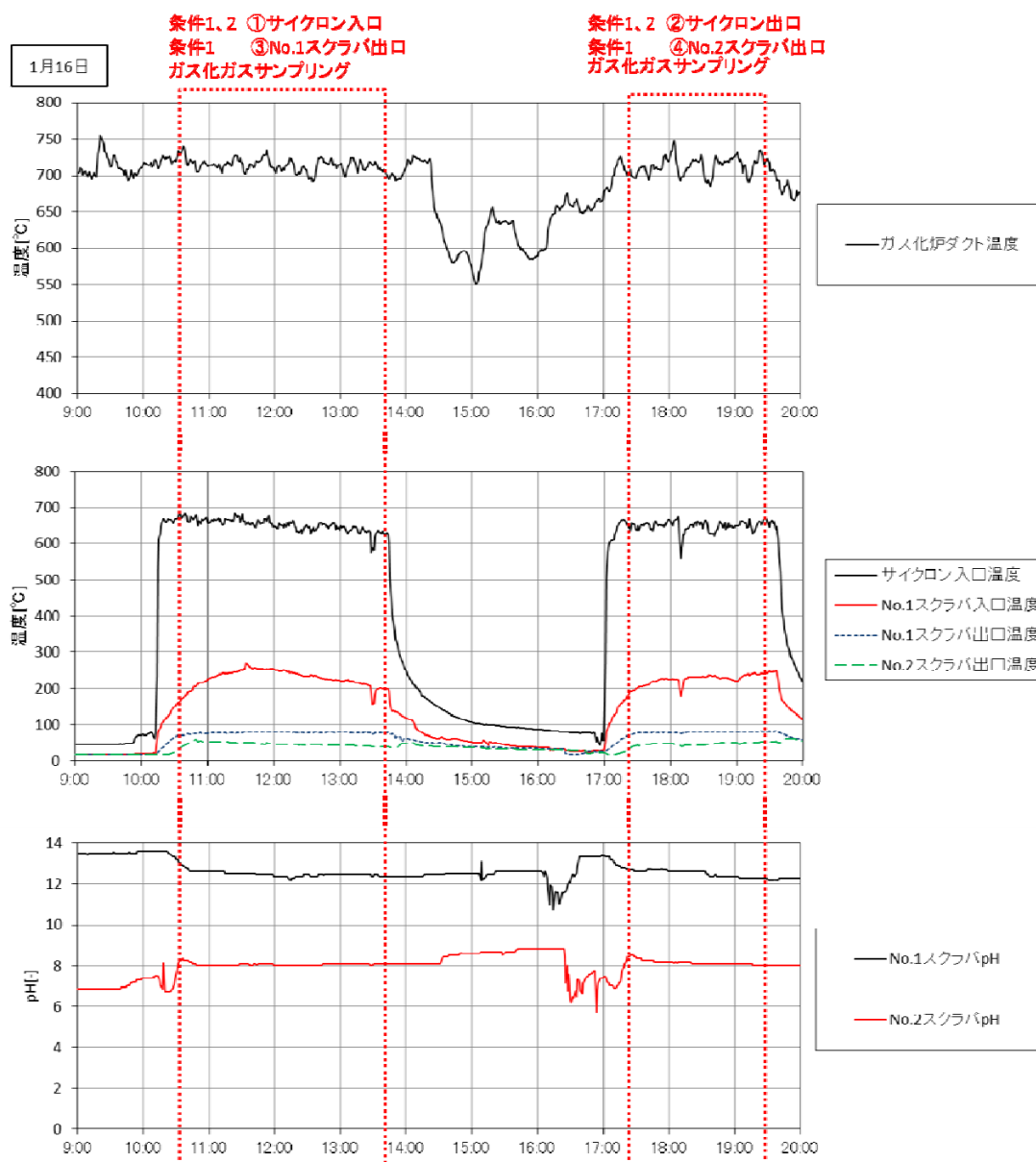


図 3.1.3.5-1 試験時のガス化炉と試験装置の状態（条件 1 および条件 2）

<条件 2>

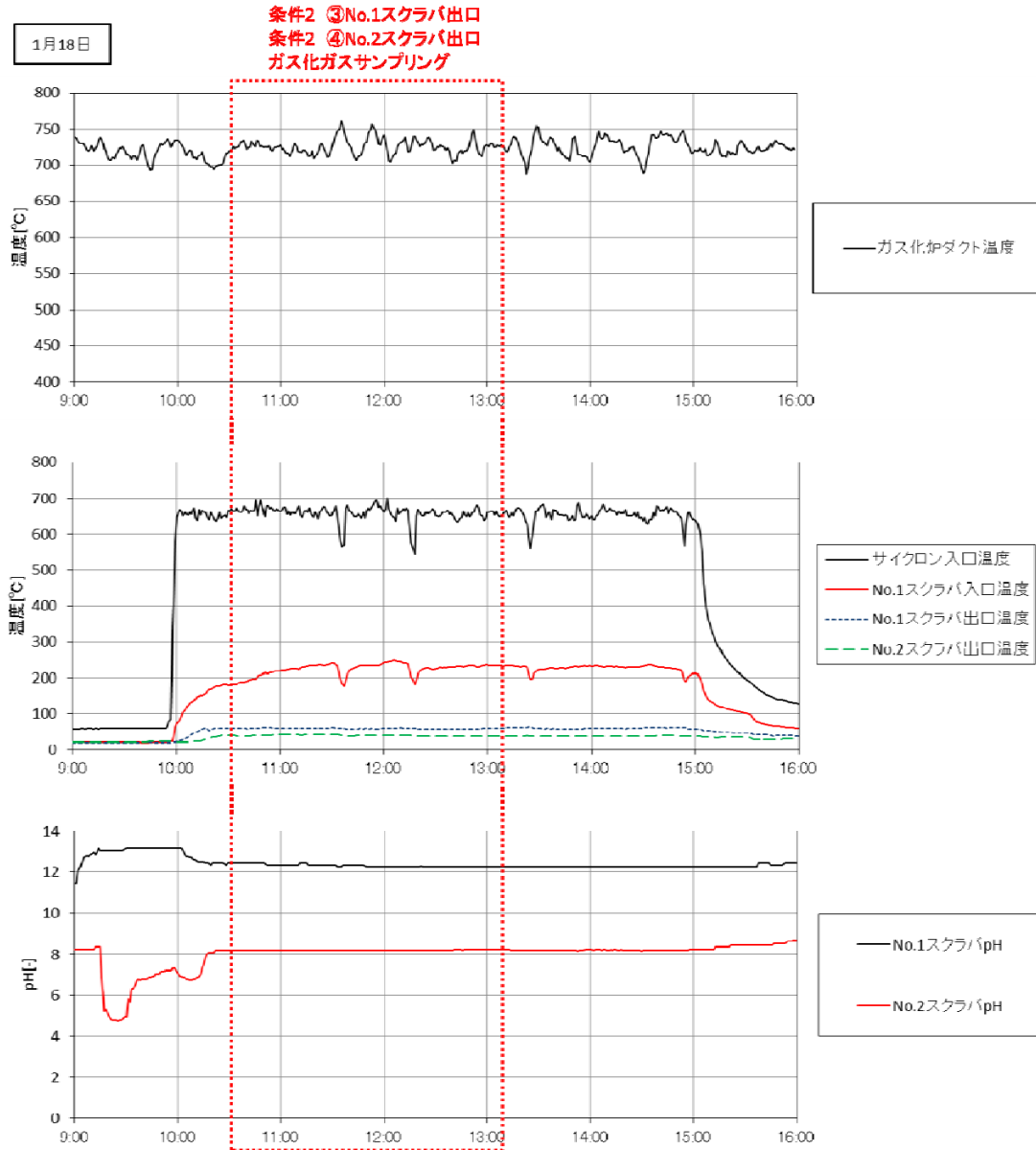


図 3.1.3.5-2 試験時のガス化炉と試験装置の状態（条件 2）

<条件 3 および条件 4>

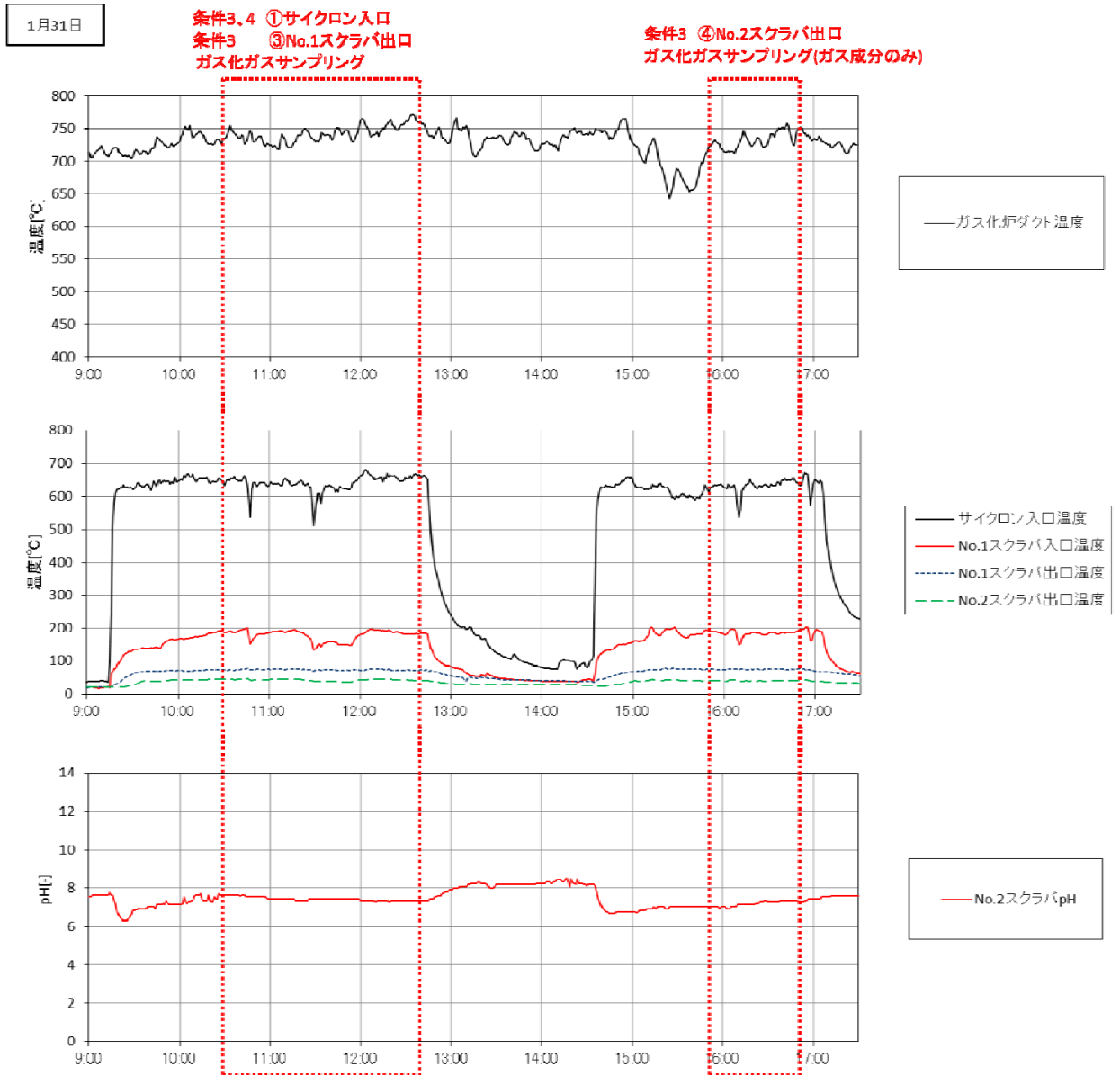


図 3.1.3.5-3 試験時のガス化炉と試験装置の状態（条件 3 および条件 4）

<条件 3 および条件 4>

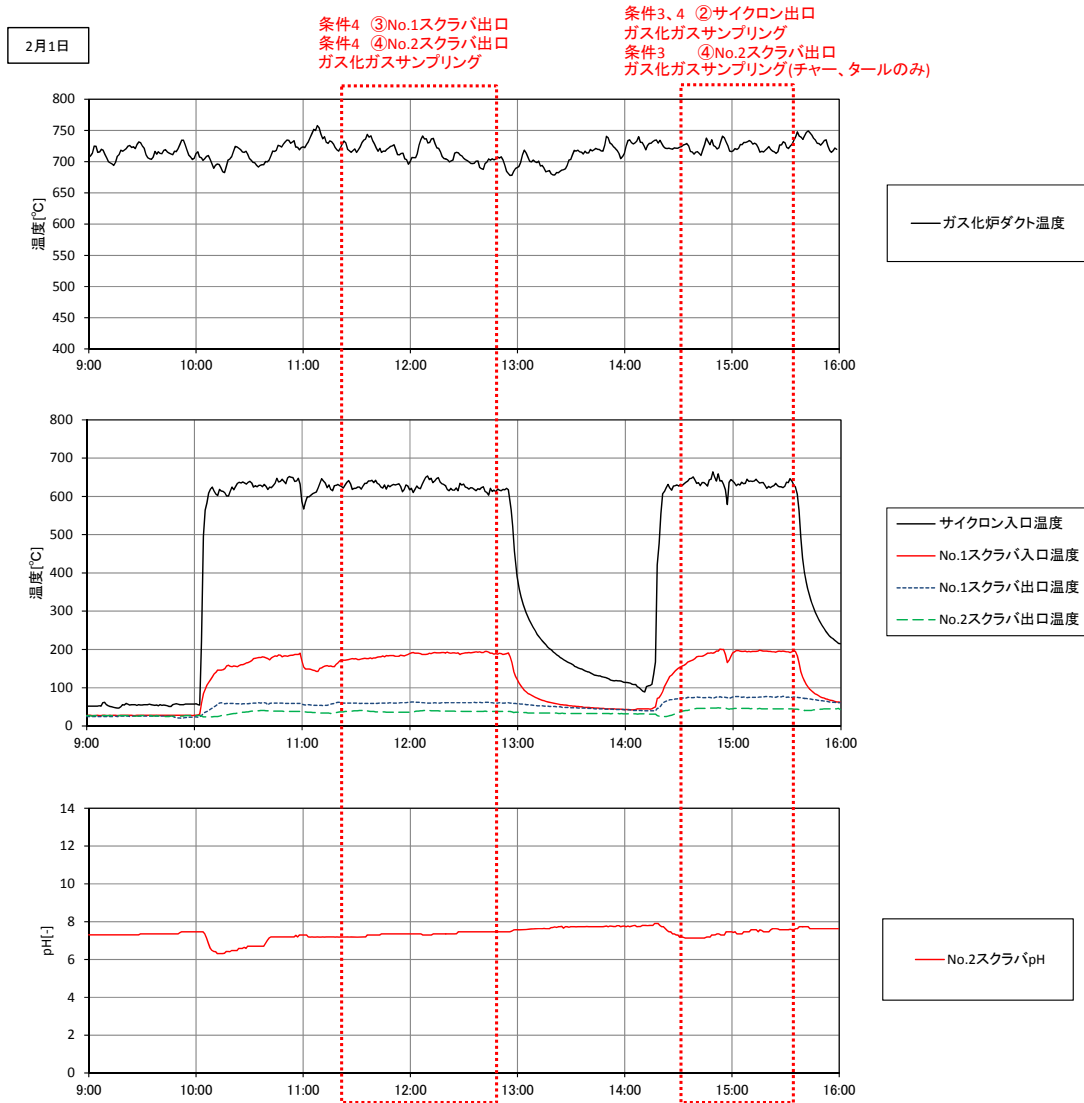


図 3.1.3.5-4 試験時のガス化炉と試験装置の状態（条件 3 および条件 4）

表3.1.3.5-5 試験時のガス化炉と試験装置の状態 まとめ（試験時の平均値）

条件	サンプリング位置	日程	時刻	試験装置										備考
				ガス化炉					試験装置					
				ダクト 温度 ℃	サイクロン 入口 ℃	No.1スク ラ/入口 ℃	No.1スク ラ/出口 ℃	No.2スク ラ/出口 ℃	No.1スク ラ/入口 ラ/φH	No.1スク ラ/出口 ラ/φH	No.2スク ラ/φH	No.2スク ラ/φH		
1/2共通	①サイクロン入口	1月16日	10:39-13:44	714	652	230	77	47	12.5	-	-	8.0	図3.1.3.5-1	
1/2共通	②サイクロン出口	1月16日	17:27-19:24	713	648	226	78	47	12.5	-	-	8.1	図3.1.3.5-1	
1	③No.1スクラ/入口	1月16日	10:39-13:44	714	652	230	77	47	12.5	-	-	8.0	図3.1.3.5-1	
1	④No.2スクラ/入口	1月16日	17:27-19:24	713	648	226	78	47	12.5	-	-	8.1	図3.1.3.5-1	
2	③No.1スクラ/入口	1月18日	10:35-13:06	726	660	225	59	39	12.3	-	-	8.2	図3.1.3.5-2	
2	④No.2スクラ/入口	1月18日	10:35-13:06	726	660	225	59	39	12.3	-	-	8.2	図3.1.3.5-2	
3/4共通	サイクロン入口	1月31日	10:25-12:46	743	645	181	75	43	-	-	-	7.5	図3.1.3.5-3	
3/4共通	サイクロン出口	2月1日	14:40-15:35	724	634	192	75	46	-	-	-	7.4	図3.1.3.5-4	
3	No.1スクラ/入口	1月31日	10:25-12:46	743	645	181	75	43	-	-	-	7.5	図3.1.3.5-3	
3	No.2スクラ/入口 (ガス成分のみ)	1月31日	15:53-16:51	733	636	185	76	41	-	-	-	7.2	図3.1.3.5-3	
3	No.2スクラ/出口 (チャー、ターンのみ)	2月1日	14:40-15:35	724	634	192	75	46	-	-	-	7.4	図3.1.3.5-4	
4	No.1スクラ/入口	2月1日	11:18-12:55	715	626	185	61	38	-	-	-	7.4	図3.1.3.5-4	
4	No.2スクラ/入口	2月1日	11:18-12:55	715	626	185	61	38	-	-	-	7.4	図3.1.3.5-4	

(2) チャー/ダスト

①サイクロン入口、②サイクロン出口、③No.1 スクラバ出口、④No.2 スクラバ出口におけるチャー/ダスト濃度を表 3.1.3.5-6 および表 3.1.3.5-7 に示す。サイクロンでチャー/ダスト濃度が大幅に低減することを想定していたが、試験の結果、サイクロンではチャー/ダスト濃度は大きく低減しておらず、No.1 スクラバ出口、No.2 スクラバ出口では段階的にチャー/ダスト濃度が低下しているものの、ガスエンジンが求めるレベルまで到達できていない結果となった。スクラバを含めた除塵の考え方や装置構成について再検討が必要である。

表 3.1.3.5-6 チャー/ダスト濃度と物性（アルカリ水）

条件		条件 1/2 共通		条件 1		条件 2		目標値
サンプリング位置		① サイクロン入口	② サイクロン出口	③No.1 スクラバ出口 (80℃)	④No.2 スクラバ出口 (40℃)	③No.1 スクラバ出口 (60℃)	④No.2 スクラバ出口 (40℃)	
チャー/ダスト濃度	g/m ³ _N dry	5.9	6.1	1.3	0.5	0.9	0.2	0.001 未満
可燃分	wt%	24.4	42.2	-	-	-	-	-
灰分	wt%	73.9	55.1	-	-	-	-	-
水分	wt%	1.7	2.7	-	-	-	-	-
C	wt%	16.4	27.2	-	-	-	-	-
H	wt%	1.0	1.5	-	-	-	-	-
N	wt%	0.8	1.3	-	-	-	-	-
O	wt%	7.9	14.9	-	-	-	-	-
粒径 (d50)	μm	12.7	14.8	-	-	-	-	

表 3.1.3.5-7 チャー/ダスト濃度と物性（オイル）

条件		条件 3/4 共通		条件 3		条件 4		目標値
サンプリング位置		① サイクロン入口	② サイクロン出口	③No.1 スクラバ出口	④No.2 スクラバ出口	③No.1 スクラバ出口	④No.2 スクラバ出口	
チャー/ ダスト 濃度	g/m ³ _N -dry	33.8	22.5	0.8	0.5	1.0	0.4	0.001 未満
可燃分	wt%	60.7	54.2	-	-	-	-	-
灰分	wt%	39.3	43.1	-	-	-	-	-
水分	wt%	0.6	2.7	-	-	-	-	-
C	wt%	38.6	39.6	-	-	-	-	-
H	wt%	1.8	1.8	-	-	-	-	-
N	wt%	1.1	1.4	-	-	-	-	-
O	wt%	19.2	14.1	-	-	-	-	-
粒 径 (d50)	μm	18.6	20.7	-	-	-	-	

(3) タール

タール濃度とタール除去率を表 3.1.3.5-8 と 3.1.3.5-9 に示す。①サイクロン入口および②サイクロン出口と比べて、③No.1 スクラバ出口および④No.2 スクラバ出口でスクラバ温度の低下に伴い段階的にタール濃度が減少した。また、No.1 スクラバでのタール除去率はオイルを溶媒としたときの方が高い傾向が見られた。

表 3.1.3.5-8 タール濃度とタール除去率（アルカリ水）

		条件 1/2 共通		条件 1		条件 2	
		① サイクロン 入口	② サイクロン 出口	③No.1 スクラバ 出口 (80℃)	④No.2 スクラバ 出口 (40℃)	③No.1 スクラバ 出口 (60℃)	④No.2 スクラバ 出口 (40℃)
タール 濃度	g/m ³ _N -dry	13.9	19.4	9.9	3.8	8.4	4.5
タール 除去率	%	-	-	49	81	57	77

表 3.1.3.5-9 タール濃度とタール除去率（オイル）

		条件 3/4 共通		条件 3		条件 4	
		① サイクロン 入口	② サイクロン 出口	③No.1 スクラバ 出口 (80℃)	④No.2 スクラバ 出口 (40℃)	③No.1 スクラバ 出口 (60℃)	④No.2 スクラバ 出口 (40℃)
タール 濃度	g/m ³ _N -dry	16.3	17.4	5.8	4.5	6.6	2.8
タール 除去率	%	-	-	66	74	62	84

次に、タール成分の分析結果を表 3.1.3.5-10 と 3.1.3.5-11、ベンゼン環数ごとのタール濃度を図 3.1.3.5-12 から図 3.1.3.5-15 に示す。ここで、表 3.1.3.5-8/3.1.3.5-9 に示すタール濃度と、表 3.1.3.5-10/3.1.3.5-11 に示すタール成分の合計濃度に違いが見られる。この要因は、分析方法の違いによるものと推測され、今回はベンゼン環数ごとにタール濃度の処理目標値を定めているため、表 3.1.3.5-10/3.1.3.5-11 の結果に基づいてタール除去率を評価した。

各条件において、ベンゼン環数 1 の濃度に大きな差は見られなかったが、アルカリ水を溶媒とした条件ではベンゼン環数 3 以上の成分が検出されたのに対して、オイルを溶媒とした条件ではベンゼン環 3 数以上の成分は検出されなかった。また、No.1 スクラバ出口におけるベンゼン環数 2 のタール成分の合計は、No.1 スクラバの温度が 80℃、60℃のとき、それぞれ 0.57、0.09 g/m³_Nとなり、いずれの条件でも処理目標値（1 g/m³_N以下）を満足する結果となった。以上より、実機検証からタールの除去率としては基礎検討と同様にオイル>アルカリ水であることと、オイルの温度が、特にベンゼン環の数が多い成分の除去率に影響を与えることが示唆された。

表 3.1.3.5-10 タール成分の分析結果（アルカリ水）

	単位	条件 1/2 共通		条件 1		条件 2		目標値	
		サイクロン入口	サイクロン出口	No.1 スクラバ出口	No.2 スクラバ出口	No.1 スクラバ出口	No.2 スクラバ出口		
ベンゼン環数	1 環	g/m ³ N-dry	17.85	15.42	10.54	17.17	14.38	14.68	指定なし
	2 環	g/m ³ N-dry	1.57	1.42	0.57	1.34	1.21	0.96	1 未満
	3 環	g/m ³ N-dry	0.38	0.26	0.11	0.04	0.07	0.03	0.01 未満
	4 環以上	g/m ³ N-dry	0.17	0.11	0.04	ND	ND	ND	許容不可
露点	℃		143	141	91	59	64	56	

表 3.1.3.5-11 タール成分の分析結果（オイル）

	単位	条件 3/4 共通		条件 3		条件 4		目標値	
		サイクロン入口	サイクロン出口	No.1 スクラバ出口	No.2 スクラバ出口	No.1 スクラバ出口	No.2 スクラバ出口		
ベンゼン環数	1 環	g/m ³ N-dry	16.55	16.58	17.72	18.71	13.37	12.94	指定なし
	2 環	g/m ³ N-dry	1.81	1.25	0.57	0.36	0.09	0.17	1 未満
	3 環	g/m ³ N-dry	0.36	0.19	ND	ND	ND	ND	0.01 未満
	4 環以上	g/m ³ N-dry	0.22	0.07	ND	ND	ND	ND	許容不可
露点	℃		158	136	31	24	15	21	

※ND : Not Detected

※ベンゼン環数 1 の成分：ベンゼン、トルエン、スチレンモノマー、フェノール、インデン

2 の成分：ナフタレン、アセナフチレン、フルオレン

3 の成分：フェナンスレン、アントラセン

4 以上の成分：フルオランテン、ピレン、ベンゾ[a]アントラセン、クリセン、ベンゾ[b]フルオランテン、ベンゾ[k]フルオランテン、ベンゾ[a]ピレン、インデノ[1,2,3-c,d]ピレン

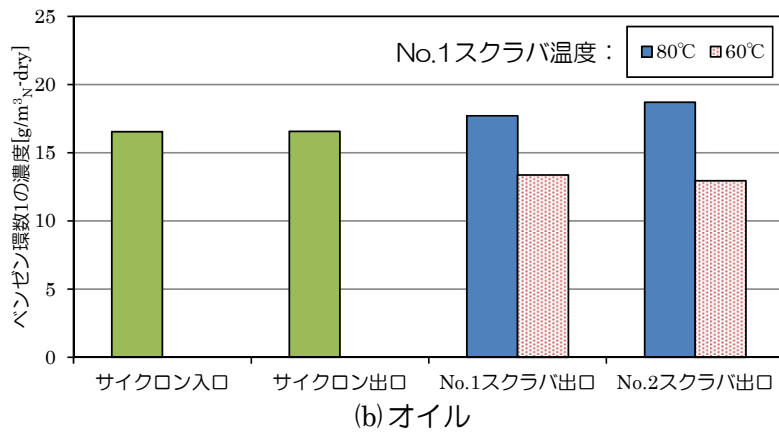
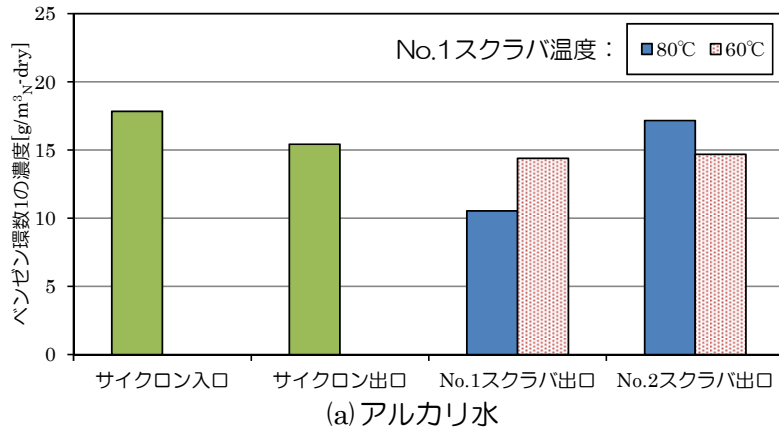


図 3.1.3.5-12 ベンゼン環数 1 の濃度

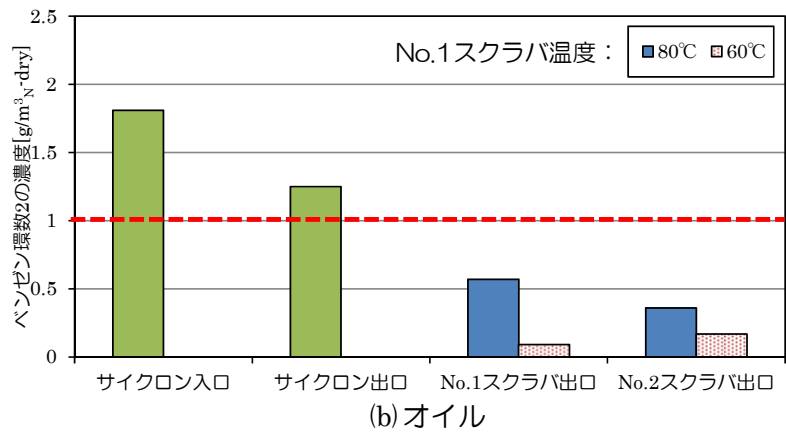
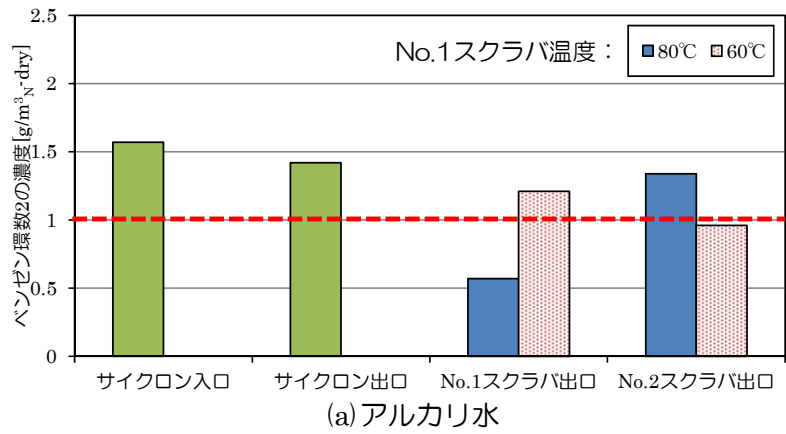


図 3.1.3.5-13 ベンゼン環数 2 の濃度 (破線：処理目標値)

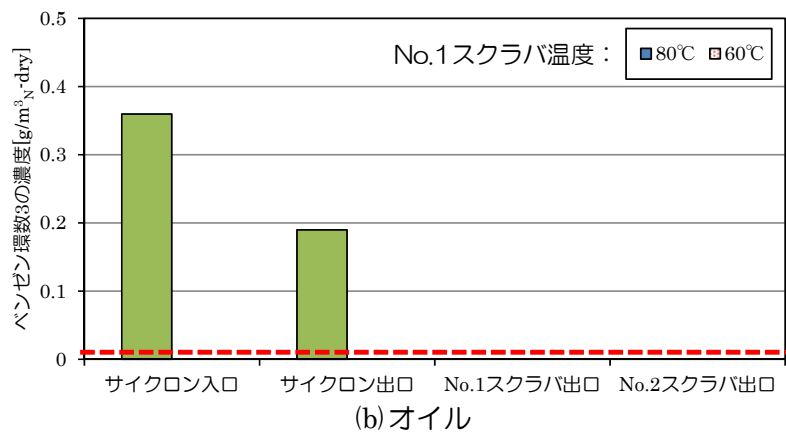
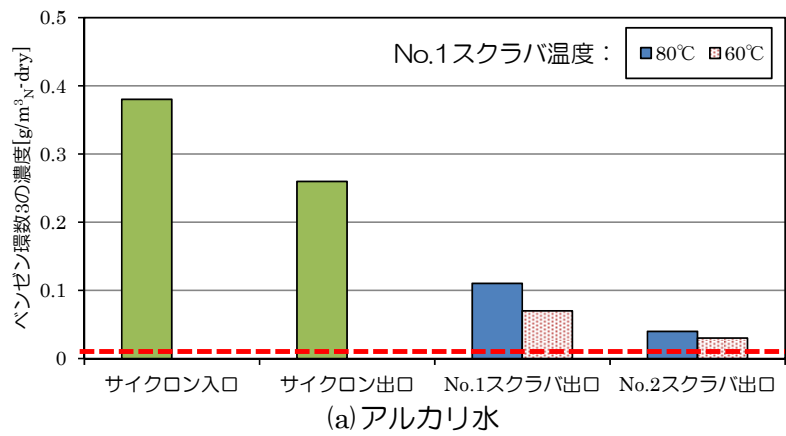


図 3.1.3.5-14 ベンゼン環数 3 の濃度 (破線：処理目標値)

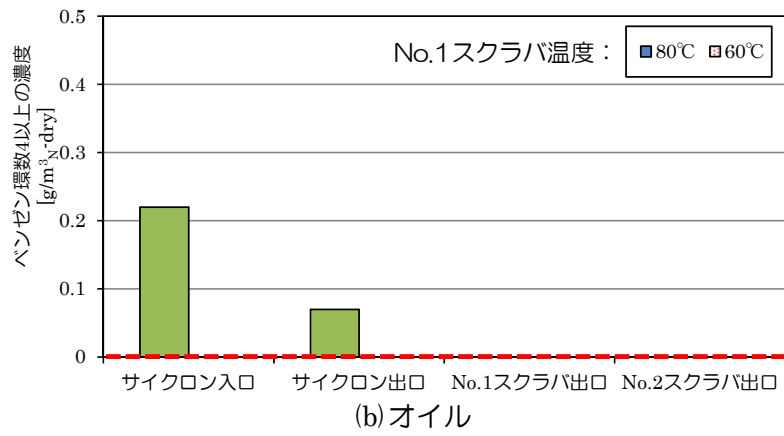
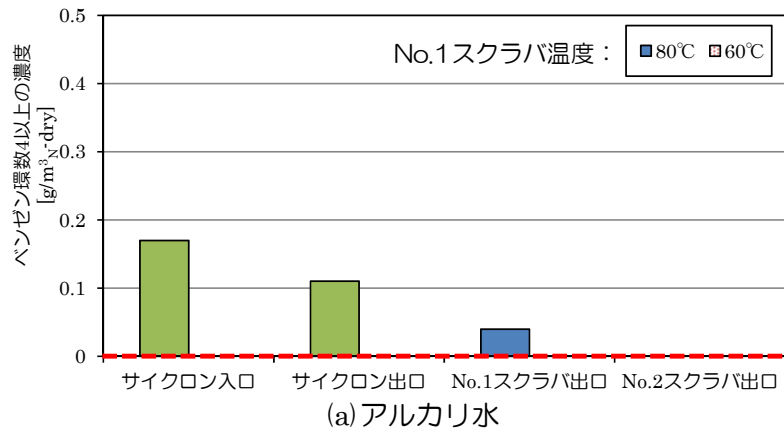


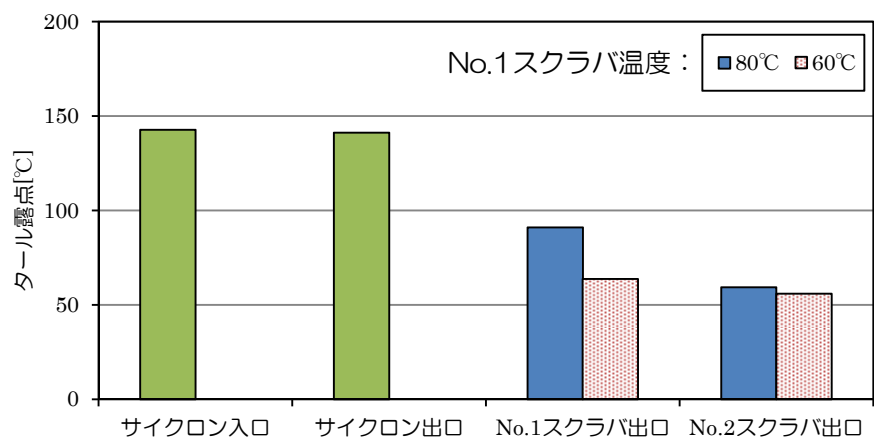
図 3.1.3.5-15 ベンゼン環数 4 以上の濃度（破線：処理目標値）

本事業では処理目標値としてタール濃度をとり上げたが、ガスエンジンが許容できるタール濃度については、ガスエンジンメーカーが提示する値に統一的なものはない。中には、本報告書で掲げた処理目標値よりも低い $20 \text{ mg/m}^3\text{N}$ や $100 \text{ mg/m}^3\text{N}$ を求めるものもあるが、タール濃度の許容値に対する統一的な数値は示されていないのが実情であると考えられる。これはタールの定義が不明確であることや、プロセスによって生成されるタールの種類も多岐に渡るため、タール濃度のみによる統一的な基準の設定が難しいためであると考えられる。

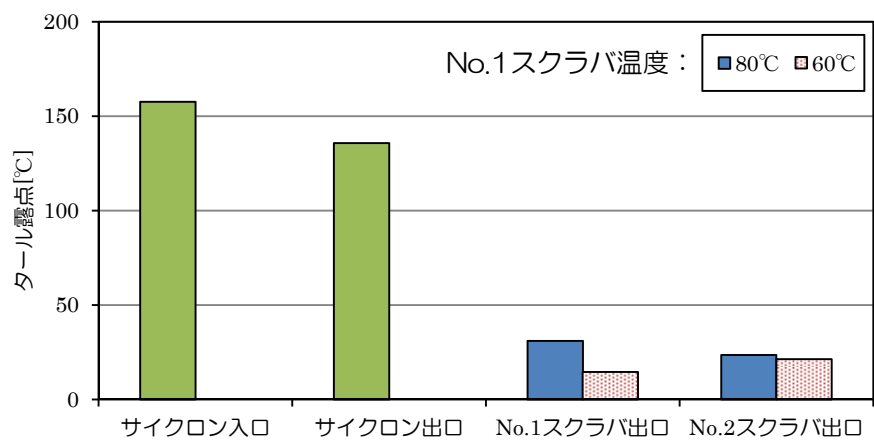
ガスエンジンがタールの濃度に一定の制限を設けるのは、ガスに含まれるタールがエンジンの入口等で凝縮することで安定運転の阻害要因になるためである。ECN(Energy research Centre of the Netherlands)は、タール組成の違いがタール露点にどのような影響を与えるかを試算できるようにタール露点計算プログラム Complete model¹⁷⁾ を公開している。今回、このタール露点計算プログラムを用いてタールの露点を計算した。計算結果を図 3.1.3.5-16 に示す。

タール処理で重要なのは、重質のタールを除去することであり、これはタールの露点を低下させて、運転時のタールトラブルを未然に防ぐことでもある。個々のタール成分に基づいて計算した露点での評価では、洗浄溶媒の温度をできるだけ低くした方が望ましいことが示唆された。

以上の結果から、今回の試験の中においては、オイル 60°C での洗浄が望ましいという結果となった。



(a)アルカリ



(b)オイル

図 3.1.3.5-16 タール露点の計算結果

次に、各条件のタール捕集瓶の外観を写真 3.1.3.5-17 に示す。②サイクロン出口に比べて、③No.1 スクラバ出口や④No.2 スクラバ出口は捕集液の色が薄くなっており、ガス中に含まれるタール成分がスクラバで除去されたと考えられる。捕集液の色はアルカリ水を用いた条件よりも、オイルを用いた条件の方が薄く、タール除去率が高いことが示唆された。

No.1スクラバ洗浄溶媒	②サイクロン出口	③No.1スクラバ出口	④No.2スクラバ出口
<条件1> アルカリ水 (80℃) <条件2> アルカリ水 (60℃)			
<条件3> オイル (80℃) <条件4> オイル (60℃)			

写真 3.1.3.5-17 タール捕集瓶の外観

(4) ガス化ガスの性状

<主要成分>

ガス化ガス中の主要成分の分析結果を表 3.1.3.5-18 に示す。

各条件、各サンプリング位置におけるガス組成に大きな違いはなく、低位発熱量はいずれも概ね 2.5~3.0 MJ/m³N-dry であった。

水分率はサイクロン入口から No.2 スクラバ出口の間で大きく低下しているが、これはガス化ガスがスクラバで冷却されたことにより、ガス中の水分が凝縮したためである。

表 3.1.3.5-18 ガス主要成分分析結果

		条件 1		条件 3	
		アルカリ水		オイル	
		①サイクロン 入口	④No.2 スクラバ出口	①サイクロン 入口	④No.2 スクラバ出口
水分	vol %	34.7	12.5	33.3	6.3
H ₂	vol %-dry	2.7	2.1	2.5	2.2
O ₂	vol %-dry	0.5	1.3	1.1	1.1
N ₂	vol %-dry	68.5	72.2	67.7	68.9
CO	vol %-dry	6.0	5.6	4.9	5.3
CO ₂	vol %-dry	15.2	11.0	15.0	14.5
CH ₄	vol %-dry	1.8	1.7	1.7	1.5
C ₂ H ₂	vol %-dry	0.1 未満	0.1	0.2	0.1
C ₂ H ₄	vol %-dry	1.4	1.5	1.4	1.3
C ₂ H ₆	vol %-dry	0.1	0.1	0.1	0.1
C ₃ H ₆	vol %-dry	0.4	0.5	0.4	0.4
C ₃ H ₈	vol %-dry	0.1 未満	0.1 未満	0.1 未満	0.1 未満
低位発熱量	MJ/m ³ N-dry	2.9	2.9	2.7	2.6

<微量成分>

ガス化ガス中の微量成分の分析結果を表 3.1.3.5-19 と表 3.1.3.5-20 に示す。

HCl はいずれの条件でも、No.2 スクラバ出口部での濃度が目標濃度 10 ppm 未満にはならなかった。また、条件 1/2 では No.1 スクラバにアルカリ水を用いており、No.1 スクラバで高い除去率が得られると想定していたが、分析結果では条件 1 は No.1 スクラバ入口および出口で 44 ppm から 31 ppm、条件 2 は 44 ppm から 93 ppm となり、期待していた除去率を得ることができていない。

H₂S は処理目標値が 300 ppm であったが、全てのサンプルで処理目標値を下回った。

NH₃ は No.1 スクラバが条件 1 および 2 がアルカリ水、条件 3 および 4 がオイルであるため、No.1 スクラバ出口では除去されず、いずれの条件も No.2 スクラバにて 70~80%程度除去されたものの、処理目標値である 10 ppm 未満を達成することはできていない。

Si も同様にスクラバで除去されているが、処理目標値である 1.0 mg/m³N-dry 未満を達成することはできていない。

以上のように微量成分については、ガス処理の方式も含めた追加検討が必要である。

表 3.1.3.5-19 微量成分の分析結果（アルカリ水）

		条件 1/2	条件 1		条件 2		目標値
		共通					
		①サイクロン	③No.1	④No.2	③No.1	④No.2	
		入口	スクラバ出口	スクラバ出口	スクラバ出口	スクラバ出口	
HCl	vol ppm	44	31	70	93	32	10 未満
H ₂ S	vol ppm	3	1 未満	1 未満	1 未満	1 未満	300 未満
NH ₃	vol ppm	3,400	2,800	790	3,200	900	10 未満
Si	mg/m ³ N-dry	11.8	4.0	6.8	4.7	8.4	1.0 未満

表 3.1.3.5-20 微量成分の分析結果（オイル）

		条件 3/4	条件 3		条件 4		目標値
		共通					
		①サイクロン	③No.1	④No.2	③No.1	④No.2	
		入口	スクラバ出口	スクラバ出口	スクラバ出口	スクラバ出口	
HCl	vol ppm	61	100	12	98	25	10 未満
H ₂ S	vol ppm	20	1 未満	1 未満	1 未満	1 未満	300 未満
NH ₃	vol ppm	2,700	2,300	450	2,600	650	10 未満
Si	mg/m ³ N-dry	6.4	3.4	4.5	4.3	3.1	1.0 未満

(5) ブロー水

スクラバのブロー水量やブローした後の処理方法を検討するために、No.1 スクラバ、No.2 スクラバ内の水がどの程度汚れているかサンプリングおよび分析を行った。結果を表 3.1.3.5-21 および表 3.1.3.5-22 に示す。サンプリングおよび分析は、条件 2（溶媒：アルカリ水）において連続して 5 時間試験を行ったときの各スクラバブロー水にて行った。

No.1 スクラバ、No.2 スクラバともに運転時間が経過するにつれ、蒸発残留物および溶解性残留物の値が増加したが、前段である No.1 スクラバでより顕著に増加していることが確認された。また、蒸発残留物と溶解性残留物の値の差は、固体状の物質の濃度を示すが、No.1 スクラバではこの差が運転時間経過とともに増大しており、サイクロンで除去しきれなかったチャー/ダストが No.1 スクラバに流入していることがブロー水の分析からも明らかとなった。

No.1 スクラバ内の全塩素濃度は時間経過とともに増加しており、ガス中の HCl もしくは塩類が溶け込んだことが示唆された。No.2 スクラバではアンモニア濃度が増加しており、ガス化ガス中のアンモニアが除去されたことが示唆された。

なお、運転時間 0 h のサンプルで蒸発残留物や溶解性残留物が含まれているのは、スクラバ内やブローラインに付着した物質が排出されたためと考えられる。

ブロー水には多量の固形物や、3.1.3.6 章に示すようにタールが存在するため、これらは排水処理ではなく熱処理する必要があると考えられる。また、今回の実機検証では、試験装置を数日間連続して稼働することができず、ブロー水量の最適化はできていない。そのため、No.1 スクラバおよび No.2 スクラバにおけるブロー水量は、以下と仮定してプロセス計算（4 章）を行った。

• No.1 スクラバ

装置に流入するタール量の 2 倍とした（タール量を 1 とした場合、ブロー水量は 2 とする。減少する溶媒は補給するものとした）。

• No.2 スクラバ

装置内で凝縮する水の量の 2 倍とした（No.2 スクラバは運転温度 40°C 程度のため、ガス化ガス中の水分が凝縮する。凝縮する水の量を 1 とした場合、ブロー水量は 2 とした。減少する溶媒は補給するものとした）。

表 3.1.3.5-21 No.1 スクラバ排水分析結果

採水日		条件 2 No.1 スクラバ排水 (60℃)			
運転時間		0 h	1 h	3 h	5 h
蒸発残留物 (TS)	g/L	91	112	195	253
溶解性残留物 (TDS)	g/L	82	109	133	148
アンモニウムイオン	g/L	1 未満	1 未満	1 未満	1 未満
硫化物イオン	g/L	1 未満	1 未満	1 未満	1 未満
全塩素濃度	%	0.02	0.02	0.06	0.08

表 3.1.3.5-22 No.2 スクラバ排水分析結果

採水日		条件 2 No.2 スクラバ排水 (40℃)			
運転時間		0 h	1 h	3 h	5 h
蒸発残留物 (TS)	g/L	1.3	1.3	2.1	2.3
溶解性残留物 (TDS)	g/L	1.3	1.1	1.7	2.2
アンモニウムイオン	g/L	0.4	0.4	5.4	7.9
硫化物イオン	g/L	1 未満	1 未満	1 未満	1 未満
全塩素濃度	%	0.04	0.01 未満	0.01	0.02

(6) その他

サイクロンで回収されたチャー/ダストの分析結果を表 3.1.3.5-23 に示す。表 3.1.3.5-6 と表 3.1.3.5-7 に示すサイクロン出口のチャー/ダストと概ね同じ組成であることが分かる。

表 3.1.3.5-23 サイクロン回収灰の分析結果

		サイクロン 回収灰
可燃分	wt%-dry	45.7
灰分	wt%-dry	54.3
C	wt%-dry	31.0
H	wt%-dry	1.2
N	wt%-dry	0.9
O	wt%-dry	12.6

(7) まとめ

処理目標値と、実機検証で得られた結果のまとめを表 3.1.3.5-24 に示す。

チャー/ダストはサイクロンでの除去が充分ではなく、スクラバ通過後も 0.2~0.5 g/m³N-dry 程度残存しており、処理目標値を満足することができておらず、除塵の方法について再検討が必要である。

タールは、No.1 スクラバにアルカリ水を用いた場合は処理目標値を満足できなかったが、オイルを用いた場合は処理目標値を満足することができた。ただし、スクラバの溶媒を連続ブローするなどの長期的な試験はできておらず、残された課題である。

ガス化ガス中の各種ガス濃度については、HCl、NH₃、Si は処理目標値を満足することができず、ガス処理装置の仕様やプロセスの再検討が必要である。H₂S はもともとガス中の濃度が処理目標値以下であり問題ないレベルであることが確認できた。

表 3.1.3.5-24 処理目標値と実機検証結果まとめの比較

	処理目標値	試験結果	評価
チャー/ ダスト	1 mg/m ³ N 以下 5 μm 以上の粒子は許容 できない	サイクロンでの除去が充分ではない No.2 スクラバ出口で 0.2~0.5 g/m ³ N のチャー/ダストあり	×
タール	ベンゼン環数 2 : < 1 g/m ³ N-dry 3 : < 0.01 g/m ³ N-dry 4 以上 : 許容できない	アルカリ水の場合は目標値を満足で きないが、オイルの場合は目標値以 下となる。タール露点も 20°C 程度ま で低下する	オイル ○ アルカリ水 ×
HCl	< 10 ppm	No.2 スクラバ出口で 12~70 ppm 除去不十分	×
H ₂ S	< 300 ppm	元々の濃度が低く条件を満たした	○
NH ₃	< 10 ppm	No.2 スクラバ出口で 450~900 ppm 除去不十分	×
Si	< 1.0 mg/m ³ N	No.2 スクラバ出口で除去不十分	×

3.1.3.6 試験装置の問題点・課題

(1) 全体概要

装置はサイクロン、No.1 スクラバ、No.2 スクラバ、ファンで構成されている。ファンを起動させることでガス化炉の出口ダクトからガス化ガスを吸引する。サイクロンで回収したチャー/ダストをガス化炉へ返送する。吸引したガス化ガスは No.1 スクラバ、No.2 スクラバにて洗浄した後、実機で燃焼させる。次項から装置ごとの試験時の様子について述べる。

(2) サイクロン

サイクロンの排出部にチャー/ダストが詰まり、定常的な排出ができなかった。このチャー/ダストは、流動性の高いものではなく、手で握ると固まるほどの付着性を持っており、そのため詰まりが発生したものと考えられる。

(3) No.1 スクラバ

No.1 スクラバ内では、ヘッドロ状の物質がスクラバ液面や底に堆積し様々な不具合が生じた。1点目は、水循環ラインのストレーナ（写真 3.1.3.6-1）詰まりであり、ストレーナが閉塞してポンプの吐出圧が低下した場合は、ガス化ガスの通ガスを一時停止してストレーナ清掃を行った。

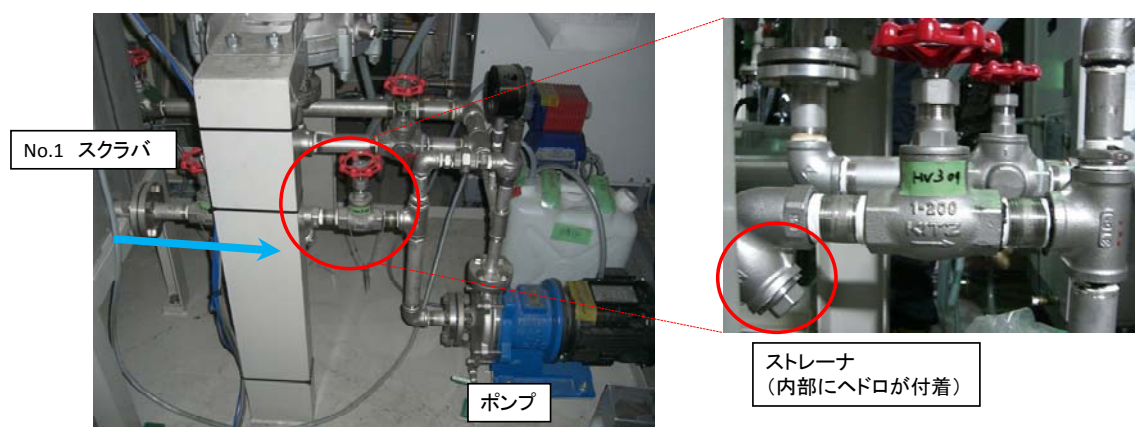


写真 3.1.3.6-1 No.1 スクラバの溶媒循環ラインとストレーナ

2 点目はブローラインの詰まりである。アルカリ水を溶媒としたとき、スクラバ内で回収されたタールがホースを詰まらせる問題が生じた。一方、オイルを溶媒としたときは、ホース内のタール詰まりは少なかった。タールは水に溶けにくくオイルに溶けやすいため、このような違いが要因と考えられ、No.1 スクラバの運転においてはオイルを溶媒とする方が扱いやすかった。

3 点目は、試験後（ガス化炉ダクト温度が 500～600℃と低温の場合）にスクラバ内の循環ポンプを停止し、かつ循環水をそのまま放置して循環水の温度が低下した後に再度循環ポンプを起動させた場合、ポンプが起動不可となった。循環水温度が低下したときに凝縮したタールによるものと思われる。そのため今回の試験においては、試験終了後は循環水温度が高いうちに、ブローラインを用いて内部水の排出を行った。

(4) No.2 スクラバ

アルカリ水を No.1 スクラバの溶媒としたとき、No.1 スクラバで取りきれなかったタールが No.2 スクラバで凝縮し、No.2 スクラバ内部がタールで黒く汚れていた。

(5) 問題点、課題まとめ

装置の問題は、ガス化ガス内にあるチャー/ダスト、タールが各段階で完全に除去できず、様々な箇所ですまりを発生させるために生じている。

試験中に発生した問題点のまとめを、図 3.1.3.6-2 に示す。サイクロンではチャー/ダストの排出不良が生じ、No.1/No.2 スクラバ内ではタールの凝縮によってヘドロ状の物質が底や液面に堆積し、ブローラインや水循環ラインを詰まらせる原因となった。

今後の課題としては、チャー/ダスト、およびタールを確実にガス化ガスから除去する機構の検討が挙げられる。さらに、温度条件や運転/停止などの運転状態の変化によっても、配管を詰まらせる要因となるため、サイクロンや配管ラインを詰まらせないような設計だけでなく、装置の運転/停止時の操作方法含めた検討が必要である。

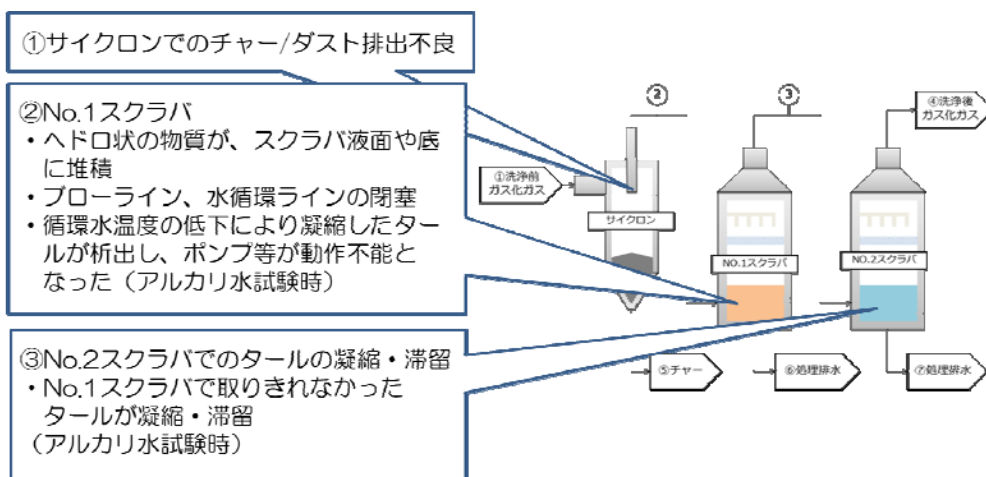


図 3.1.3.6-2 問題点まとめ

3.1.4 選定したガス処理プロセス

今回の実機検証で用いた試験装置では、ガス化ガスからチャー/ダスト、HCl、NH₃、Si を処理目標値未満まで除去することはできなかった。今後の方向性として、以下の事項について検討する必要がある。

- 除塵方法の見直しによりチャー/ダスト除去率を向上させる。
- No.1 スクラバの溶媒はオイルとし、運転温度は 60℃程度とする。
- No.2 スクラバはアルカリ性の NH₃、酸性の HCl 双方の除去に対応できるよう、中性の 1 塔式ではなく、酸/アルカリ両方を用いた 2 塔式にする。
- Si は別途活性炭吸着などの除去装置を設ける。

4 章のプロセス計算は、このプロセスにより処理目標値を満足すると仮定して行った。

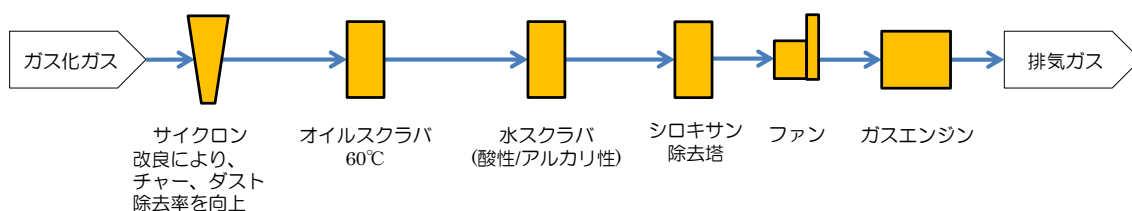


図 3.1.4-1 ガス処理プロセス (案)

3.2 ごみ選別処理に関する試験

3.2.1 概要

提案プロセスでは、機械選別機により、都市ごみを発酵適物と発酵不適物に選別することを想定している。選別されたごみの組成や量によってメタン発酵ガスの組成や量が変化するため、流動床ガス化とメタン発酵のコンバインドプロセスにおいては、機械選別の性能がプロセスの評価に大きく影響する。しかし、一般にどのようなごみがどの程度の割合で発酵適物、もしくは発酵不適物に選別されるか検討された例は少ない。そこで本検証において、ごみの機械選別に関するデータを取得・解析した。

具体的には、さしまクリーンセンター寺久から年間を通じたごみ組成比率に関するデータを入手し、そのデータをもとに模擬ごみを作製して、機械選別機の選別試験を行い、発酵適物と発酵不適物への選別データを得た。試験では、実機規模の機械選別機を用いて、選別条件（メッシュ径）を変えて2回の試験を実施した。

3.2.2 試験結果

3.2.2.1 試験サンプル

さしまクリーンセンター寺久の平成28年4月から平成29年3月までの1年間のごみ組成の推移を図3.2.2.1-1に示す。これを基に模擬ごみ組成を検討した。

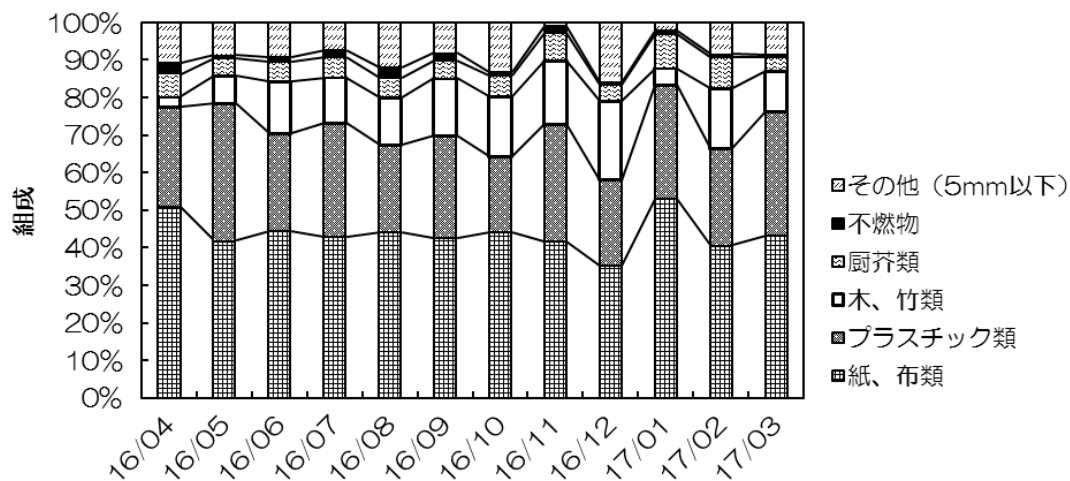


図 3.2.2.1-1 さしまクリーンセンター寺久のごみ組成（乾）の推移

模擬ごみの主要組成として、紙、布類、プラスチック類、木、竹類、厨芥類を選定した。そこでそれらの主要組成のみで100%に換算した。その結果を図3.2.2.1-2に示す。特に木、竹類の変動が大きく、その変動分を紙、布類が補っている様子が見取れる。一方、プラスチック類、厨芥類に大きな変動は見られない。

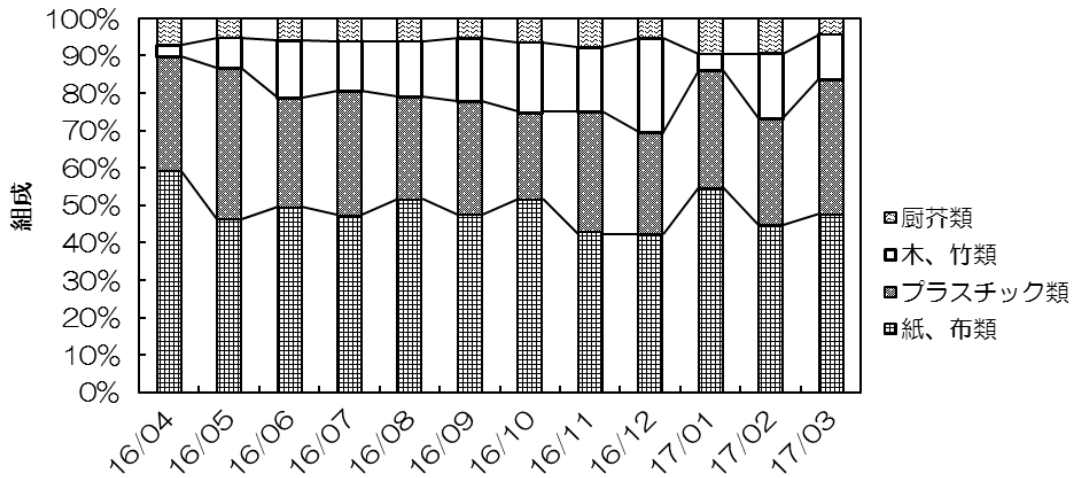


図 3.2.2.1-2 さしまクリーンセンター寺久のごみ組成（乾）の推移（主要組成のみ）

次にごみ組成の変動の要因について考察した。図 3.2.2.1-3 にごみ中の水分の推移を示す。図から分かるようにごみ中の水分は季節により変動した。そこでごみの組成が水分に及ぼす影響について調査した。

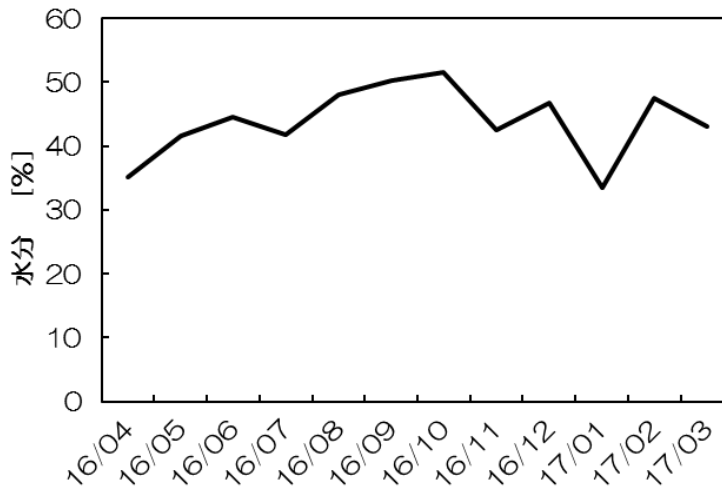


図 3.2.2.1-3 ごみの水分の変動の推移

図 3.2.2.1-4 にごみ組成と水分の関係を示す。図から分かるように、木、竹類と水分に正の相関が見られた。このことから、ごみ中の水分の変動は木、竹類の組成の変動の影響を受けていると考え、模擬ごみの組成は、木、竹類の変動をベースに作製することとした。

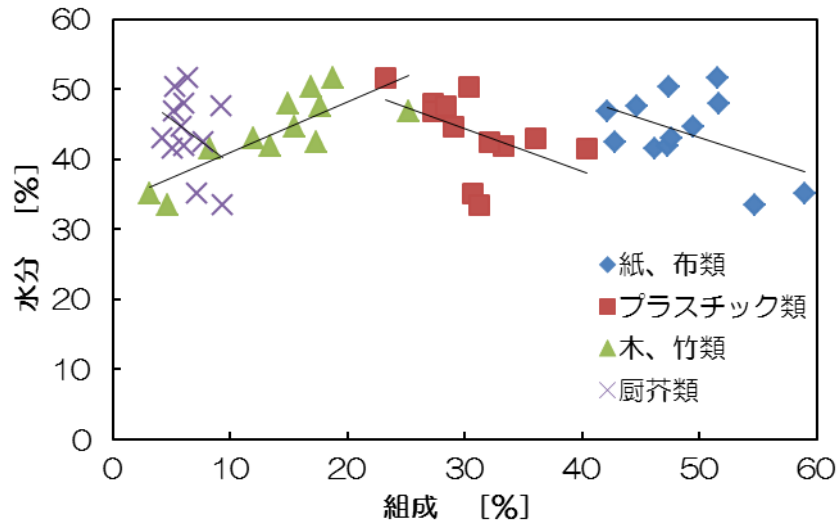


図 3.2.2.1-4 ごみ組成と水分の関係

上述のように模擬ごみの組成は木、竹類の変動を基に決定することとした。そこで図 3.2.2.1-2 から木、竹類の変動が最小、最大、平均となる組成を抜き出し図 3.2.2.1-5 に示す。これらの組成をベースに 3 条件の模擬ごみを作製した。ここで紙、布類は模擬ごみ作製時に分離する必要があるため、文献¹⁸⁾を参照して紙と布の割合を決定した。

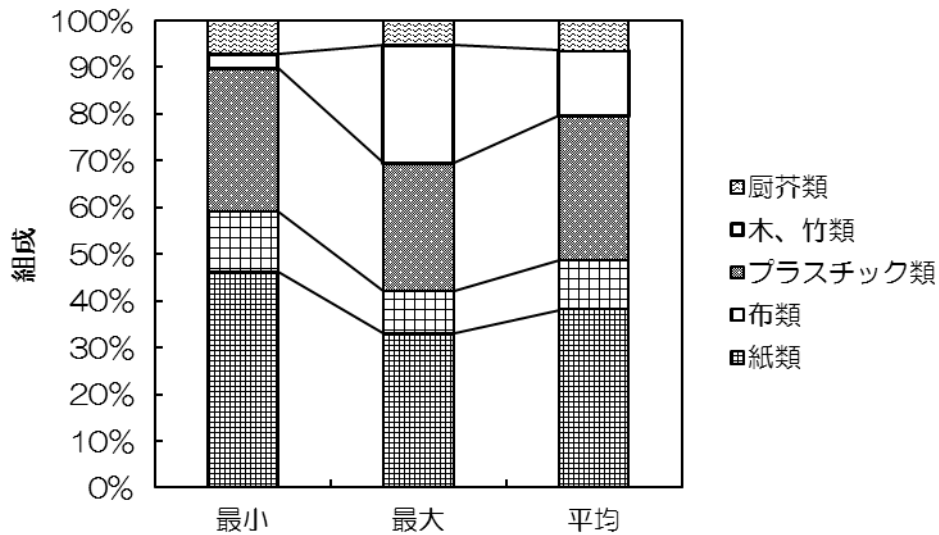


図 3.2.2.1-5 乾ベースの最小、最大、平均のごみ組成

次にこれらの組成は乾ベースで有り、模擬ごみ作製時は湿ベースで各種組成を混合する必要があることから、文献¹⁹⁾を参照して図 3.2.2.1-5 の組成を湿ベースに換算した。その結果を図 3.2.2.1-6 に示す。

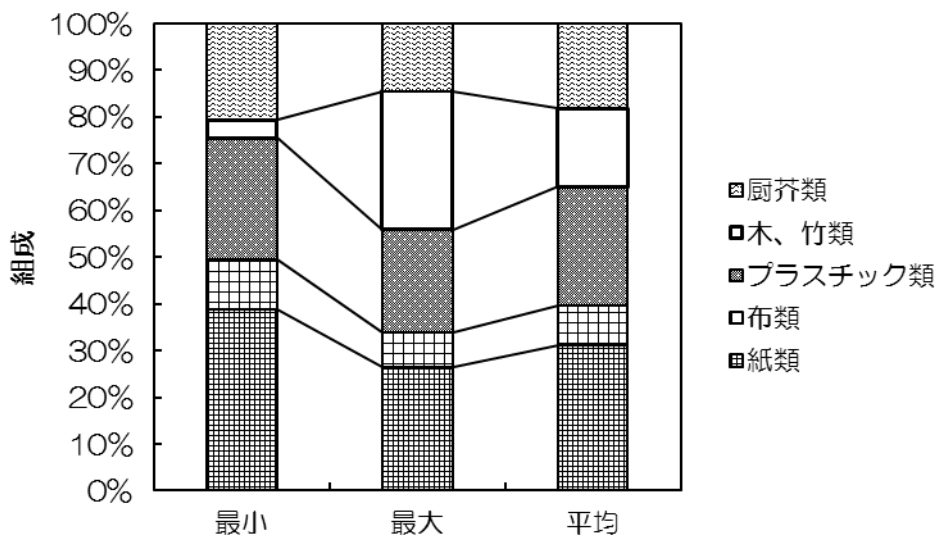


図 3.2.2.1-6 湿ベースの最小、最大、平均のごみ組成

図 3.2.2.1-6 を基にして、模擬ごみ組成を決定した。その結果を図 3.2.2.1-7 に示す。実際の試験では、1回の試験で使用する量を 60 kg とし、5 kg 単位で組成を調整した。その結果、紙類と木、竹類が変動しその他の組成は一定となった。

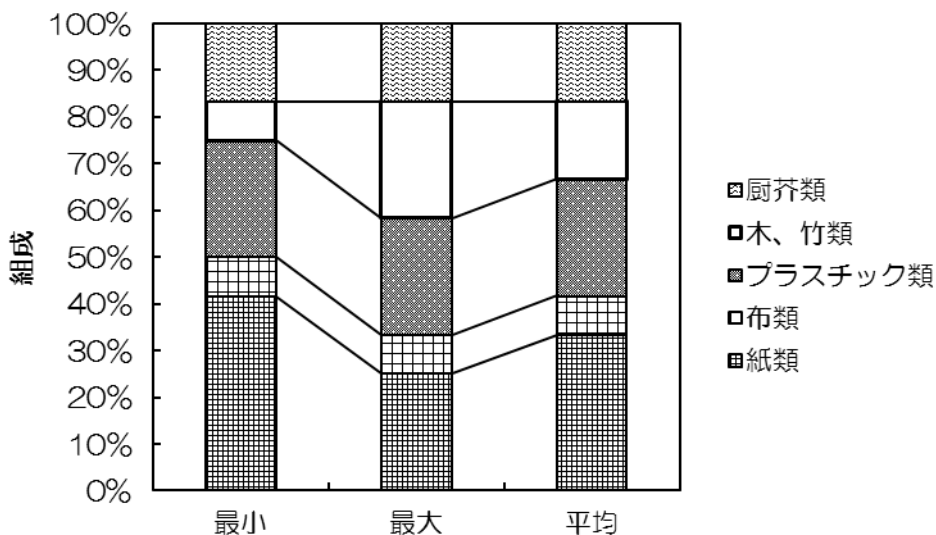


図 3.2.2.1-7 模擬ごみの重量ベースの組成

図 3.2.2.1-7 の組成で模擬ごみを作製するための原料は下記の通りである。写真 3.2.2.1-8 に原料の様子を示す。

紙類：コピー用紙

布類：ウェス

プラスチック類：硬質ごみ、ビニール

木、竹類：剪定枝

厨芥類：弁当、レタス、キャベツ、大根



写真 3.2.2.1-8 模擬ごみの原料

試験では、図 3.2.2.1-7 に示した最小、最大、平均の組成について、2 回ずつ、選別試験を行った。

3.2.2.2 試験装置

試験装置は、二軸破碎機と選別機の組み合わせとした。選別機の模式図を図 3.2.2.2-1 に示す。また二軸破碎機と選別機の写真を写真 3.2.2.2-2 に示す。選別機は、円筒内に回転するハンマーがあり、重質なごみ（発酵適物）を粉碎する。装置下部はスクリーンになっており、粉碎された重質なごみはスクリーンを通過して下に落下する。粉碎されなかったごみ（発酵不適物）は残渣として排出される。試験では、スクリーンの目幅を 70 mm（1 回目）、50 mm（2 回目）と変えて、ごみの選別に与える影響を確認した。

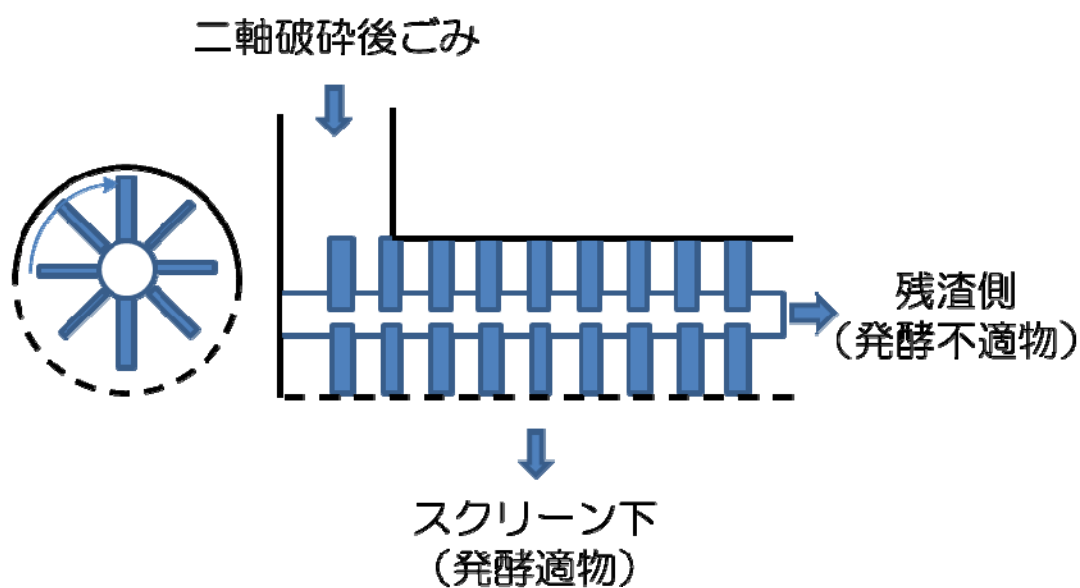


図 3.2.2.2-1 選別機の模式図



二軸破碎機



選別機

写真 3.2.2.2-2 試験装置

3.2.2.3 試験条件

表 3.2.2.3-1 に試験条件を示す。試験は、スクリーン径 70 mm と 50 mm に対して、組成を最小、最大、平均と 2 回変え、各スクリーン径毎に 6 回行った。

表 3.2.2.3-1 選別試験条件

	スクリーン径	組成	備考
RUN1	70 mm	最小	70mm、1 回目
RUN2		最大	
RUN3		平均	
RUN4	70 mm	最小	70mm、2 回目
RUN5		最大	
RUN6		平均	
RUN7	50mm	最小	50mm、1 回目
RUN8		最大	
RUN9		平均	
RUN10	50 mm	最小	50mm、2 回目
RUN11		最大	
RUN12		平均	

3.2.2.4 試験結果

試験では、始めに二軸破碎を行った。二軸破碎後の模擬ごみの様子の一例を写真 3.2.2.4-1 に示す。



写真 3.2.2.4-1 二軸破碎後の模擬ごみの様子

二軸破碎後の模擬ごみを選別機に掛け、選別試験を行った。選別後の模擬ごみの様子の一例を写真 3.2.2.4-2 に示す。



発酵適物側



発酵不適物側

写真 3.2.2.4-2 選別後の模擬ごみの様子

選別後のこれらのごみの重量を測定し、発酵適物側への移行率を算出した。その結果を図 3.2.2.4-3、図 3.2.2.4-4 に示す。ここで図 3.2.2.4-3 はスクリーン径 70 mm の結果、図 3.2.2.4-4 はスクリーン径 50 mm の結果である。スクリーン径毎に発酵適物に移行する割合は、70 mm で約 50%、50 mm で約 40%であった。一方、模擬ごみの組成は選別割合にほとんど影響を与えていなかった。

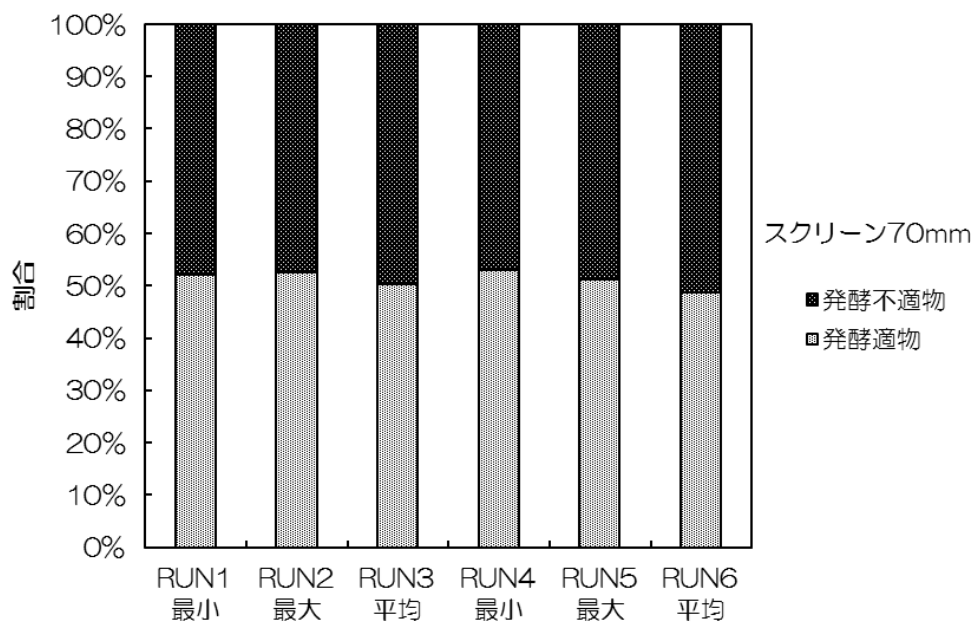


図 3.2.2.4-3 スクリーン径 70 mm における選別後のごみの発酵適物側への移行率（湿）

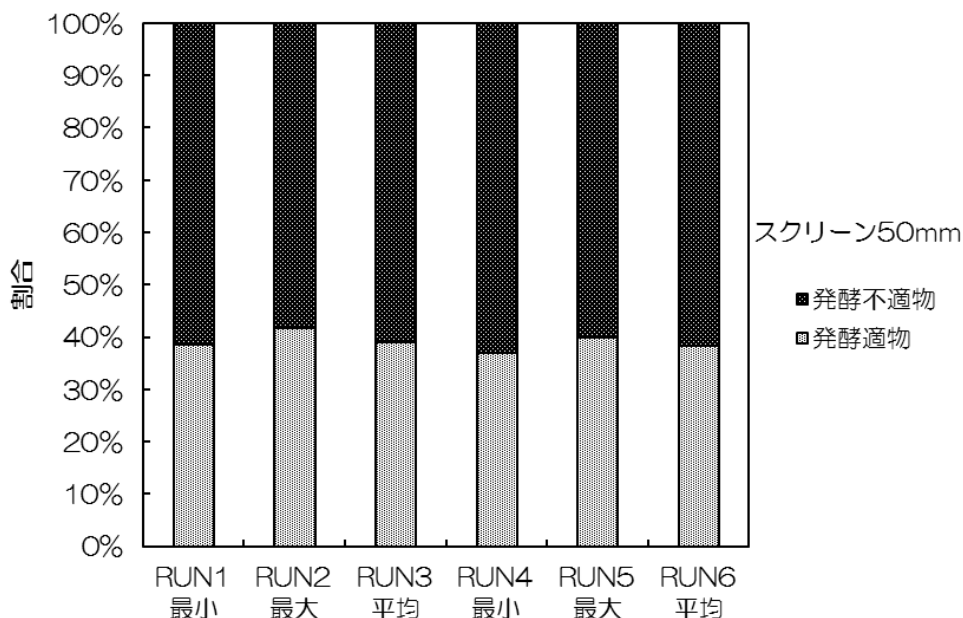


図 3.2.2.4-4 スクリーン径 50 mm における選別後のごみの発酵適物側への移行率（湿）

次に各組成の発酵適物側への移行率を図 3.2.2.4-5、図 3.2.2.4-6 に示す。ここで図 3.2.2.4-5 はスクリーン径 70 mm の結果、図 3.2.2.4-6 はスクリーン径 50 mm の結果である。スクリーンの大小にかかわらず、厨芥類の発酵適物側への移行率はほぼ 100%であった。一方、その他の組成に関しては、スクリーン径が小さい 50 mm において発酵適物側への移行率が低下した。これはスクリーン径が小さくなることにより、粉碎されたごみがスクリーンを通過しにくくなったためと考えられる。しかしながらスクリーン径 70 mm でもプラスチックは 30%以下しか発酵適物に移行しないため、他の発酵適物が増えるスクリーン径 70 mm の結果を採用する。

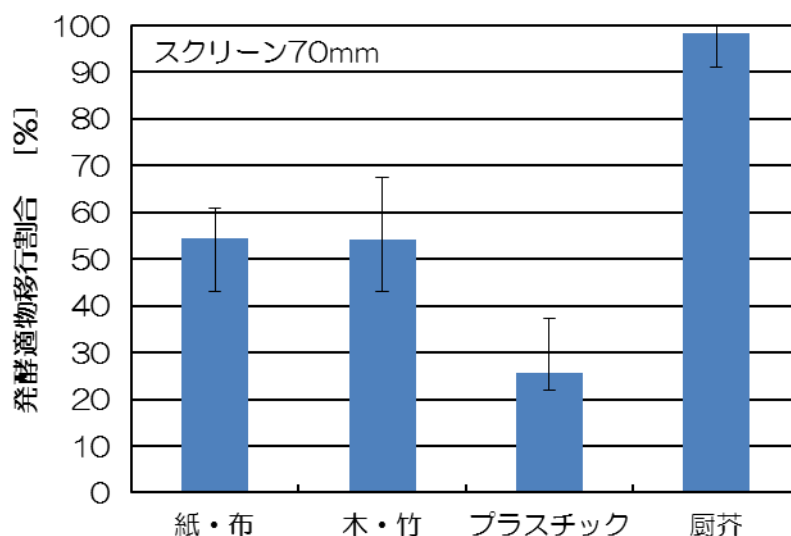


図 3.2.2.4-5 スクリーン径 70mm における各組成の発酵適物への移行割合 (湿)

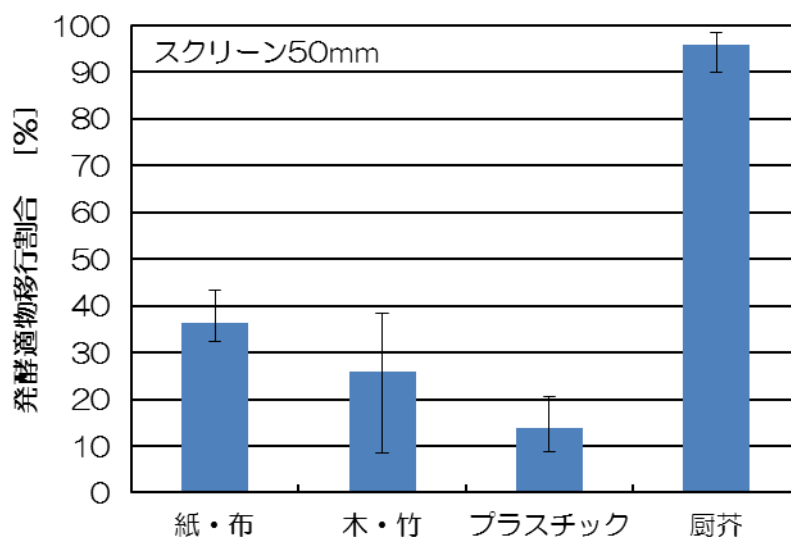


図 3.2.2.4-6 スクリーン径 50mm における各組成の発酵適物への移行割合 (湿)

3.2.3 ごみ選別処理試験 まとめ

- ・ さしまクリーンセンター寺久のごみ組成を基にして模擬ごみを作製し、二軸破砕機＋選別機にてごみの選別試験を実施した。
- ・ 選別機のスクリーン径 70 mm の場合、発酵適物へのごみの移行率は約 50%であった。
- ・ 選別機のスクリーン径 50 mm の場合、発酵適物へのごみの移行率は約 40%であった。
- ・ 厨芥類はスクリーン径にかかわらずほぼ 100%が発酵適物へ移行した。
- ・ スクリーン径が大きいと厨芥以外の発酵適物も増えるが、プラスチックも増えた。しかしながらスクリーン径 70 mm でもプラスチックは 30%以下しか発酵適物に移行しないため、他の発酵適物が増えるスクリーン径 70 mm の結果を採用する。

第4章 開発した技術がもたらす効果

4.1 プロセス計算前提条件

4.1.1 ごみ組成の設定

ごみ組成の違いがプロセス計算に与える影響を考察するために2種類のごみ組成を検討対象とした。1つ目は、さしまクリーンセンター寺久の平成28年4月から平成29年3月までの毎月の分析結果を平均した値である(以下、さしまベース)。さしまクリーンセンター寺久のごみの分析結果は乾ベースであったため、ごみを構成する種類別(紙類等)の水分率を文献¹⁹⁾から引用し湿ベースに換算した。さらに、換算値をもとに試算したごみの水分率が、さしまクリーンセンター寺久のごみの水分率(分析結果)と一致するように、各項目に均一の係数を乗じて、プロセス計算で適用するごみ質とした。2つ目は、環境省から提示のあった値である。厨芥類、紙類、プラ類については指定数値を適用し、不燃物と木・竹類については比較的性状の近い京都市²⁰⁾の組成を参考にし、布類は組成の合計が100%となるように設定した(以下、環境省提示ベース)。

なお、下表以降に示すごみ組成は小数点2桁目を四捨五入した数値を記しているため、表示上合計が100%にならないことがある。

表 4.1.1-1 ごみ組成の設定(単位：湿ベース)

	さしまベース	環境省提示ベース
紙類	23.7%	25.0%
布類	6.5%	7.0%
プラ類	19.3%	15.0%
木、竹類	14.1%	11.0%
厨芥類	30.7%	35.0%
不燃物	5.7%	7.0%

4.1.2 メタン発酵について

4.1.1 で設定したごみ質とごみ選別試験の結果(表 4.1.2-1)から算出した発酵適物と発酵不適物のごみ組成を表 4.1.2-2、図 4.1.2-3、図 4.1.2-4 に示す。

ごみ選別試験において紙類と布類の個々の選別割合を評価しなかったが、スクリーン径 70 mm における紙類の発酵適物側への移行率が約 50%、布類の発酵適物側への移行率が 10~20%との報告事例²¹⁾ を参考に、本プロセス計算では、紙類の発酵適物側への移行率を 54.5%(ごみ選別試験の結果)、布類の発酵適物側への移行率を 15%(文献²¹⁾の平均値)とした。また、ごみ選別試験において処理対象としなかった不燃物の発酵適物側への移行率も文献値²¹⁾ を適用した。

表 4.1.2-1 スクリーン径 70mm における発酵適物側への移行率

	発酵適物側への移行率	備考
紙類 [wet%]	54.5	ごみ選別試験スクリーン径 70 mm の結果
布類 [wet%]	15.0	文献 21 の平均値
プラ類 [wet%]	25.5	ごみ選別試験スクリーン径 70 mm の結果
木、竹類 [wet%]	54.2	ごみ選別試験スクリーン径 70 mm の結果
厨芥類 [wet%]	98.4	ごみ選別試験スクリーン径 70 mm の結果
不燃物 [wet%]	90.0	文献 21 の数値

表 4.1.2-2 発酵適物と発酵不適物の組成

	さしまベース		環境省提示ベース	
	発酵適物	発酵不適物	発酵適物	発酵不適物
紙類 [wet%]	20.9	28.1	20.9	32.7
布類 [wet%]	1.6	14.5	1.6	17.1
プラ類 [wet%]	8.0	37.6	5.9	32.1
木、竹類 [wet%]	12.4	16.9	9.1	14.5
厨芥類 [wet%]	48.8	1.3	52.8	1.6
不燃物 [wet%]	8.4	1.5	9.7	2.0
処理量 [t/日]	30.9	19.1	32.6	17.4
移行率 [%-投入ごみ]	61.8	38.2	65.2	34.8

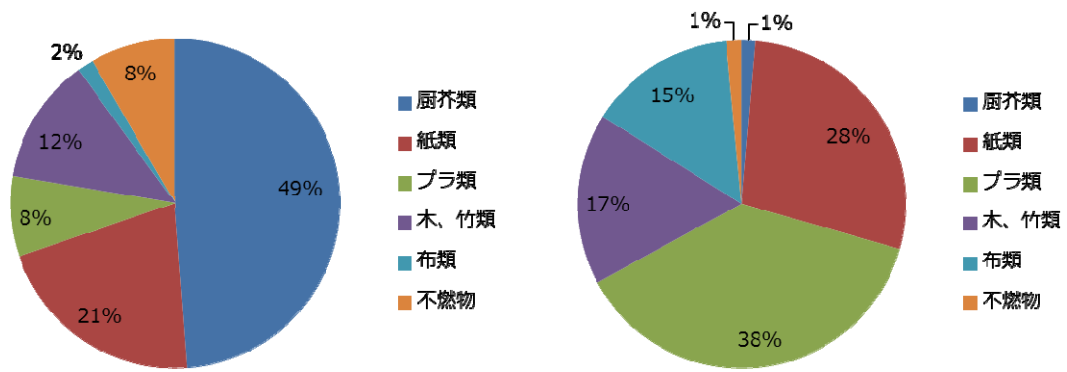


図 4.1.2-3 発酵適物と発酵不適物の組成（さしまベース）

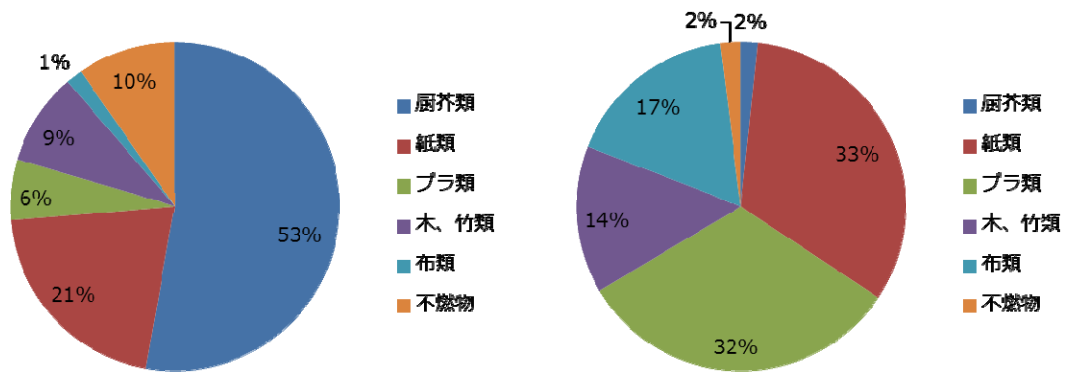


図 4.1.2-4 発酵適物と発酵不適物の組成（環境省提示ベース）

表 4.1.2-5 に発酵適物と発酵不適物の三成分と元素組成を示す。水分は文献値¹⁹⁾ から算出、可燃分と元素組成は簡易推算式²²⁾ から算出、灰分は三成分の合計が 100%となるように差分した。

表 4.1.2-5 発酵適物と発酵不適物の三成分と元素組成

	さしまベース		環境省提示ベース	
	発酵適物	発酵不適物	発酵適物	発酵不適物
水分 [wet%]	55.5	25.0	57.1	24.3
灰分 [wet%]	8.7	8.4	8.9	9.1
炭素(C) [wet%]	19.1	40.6	17.9	39.6
水素(H) [wet%]	2.6	5.8	2.4	5.6
窒素(N) [wet%]	0.7	0.9	0.6	1.0
酸素(O) [wet%]	13.3	18.5	12.8	19.6
塩素(Cl) [wet%]	0.2	0.9	0.2	0.8
硫黄(S) [wet%]	0.0	0.0	0.0	0.0

さしまベースのメタン発酵ガス量、メタン発酵ガス中のメタン濃度、メタン発酵ガス組成をそれぞれ表 4.1.2-6、表 4.1.2-7、表 4.1.2-8 に示す。また、環境省提示ベースのメタン発酵ガス量、メタン発酵ガス中のメタン濃度、メタン発酵ガス組成をそれぞれ表 4.1.2-9、表 4.1.2-10、表 4.1.2-11 に示す。各ごみ組成 1 トンあたりに生成するメタン発酵ガス量²³⁾ に発酵適物中の割合を乗じて、総和したものをプロセス計算に適用するメタン発酵ガス量とした。また、各ごみ組成をメタン発酵したときのメタン濃度を文献²⁴⁾ から引用し、プロセス計算に適用するメタン濃度を算出した。

表 4.1.2-6 メタン発酵ガス量（さしまベース）

さしまベース	①メタン発酵ガス量 (文献値)[m ³ N-dry/t-wet]	②発酵適物中の割合 [%]	③ ①×② [m ³ N-dry/t-wet]
厨芥類	171.8	48.8	83.9
紙類	488.1	20.9	101.9
草木類	90.3	12.4	11.2
合計			197.0

表 4.1.2-7 メタン濃度（さしまベース）

さしまベース	④メタン濃度 (文献値)[%]	⑤ ③×④ [m ³ N-dry/t-wet]
厨芥類	58.0	48.6
紙類	51.0	52.0
草木類	51.0	5.7
合計	-	106.3

表 4.1.2-8 メタン発酵ガスの組成（さしまベース）

組成	割合[vol %]
CH ₄	54.0
CO ₂	46.0

※CH₄ 濃度[%]=⑤の総和[m³N-dry/t-wet]÷③の総和[m³N-dry/t-wet]×100

※CO₂ 濃度[%]=100 - CH₄ 濃度

表 4.1.2-9 メタン発酵ガス量（環境省提示ベース）

環境省提示ベース	①メタン発酵ガス量 (文献値)[m ³ N-dry/t-wet]	②発酵適物中の割合 [%]	③ ①×② [m ³ N-dry/t-wet]
厨芥類	171.8	52.8	90.7
紙類	488.1	20.9	102.0
草木類	90.3	9.1	8.3
合計			201.0

表 4.1.2-10 メタン濃度（環境省提示ベース）

環境省提示ベース	④メタン濃度 (文献値)[%]	⑤ ③×④ [%]
厨芥類	58.0	52.6
紙類	51.0	52.0
草木類	51.0	4.2
合計	-	108.9

表 4.1.2-11 メタン発酵ガスの組成（環境省提示ベース）

組成	割合[vol %]
CH ₄	54.2
CO ₂	45.8

※CH₄濃度[%]=⑤の総和[m³N-dry/t-wet]÷③の総和[m³N-dry/t-wet]×100

※CO₂濃度[%]=100 - CH₄濃度

メタン発酵残渣の組成は、メタン発酵プロセスの物質収支を満足するよう設定した。さしまベースの場合、発酵適物の含水率が低いため加水を施した。後述の通り、提案プロセスではメタン発酵残渣は発酵不適物と混合してガス化処理するため、メタン発酵残渣と発酵不適物の組成から表 4.1.2-12 に示す混合物の組成を設定した。

表 4.1.2-12 ガス化炉に投入する混合ごみの組成

	さしまベース	環境省提示ベース
水分[wet%]	52.6	54.9
灰分[wet%]	10.0	10.8
炭素(C) [wet%]	24.3	22.2
水素(H) [wet%]	3.1	2.7
窒素(N) [wet%]	0.9	0.9
酸素(O) [wet%]	8.5	7.9
塩素(Cl) [wet%]	0.5	0.4
硫黄(S) [wet%]	0.0	0.0
低位発熱量[MJ/kg]	9.2	8.0

4.1.3 プロセス計算の手法について

プロセス計算に適用した前提条件を表 4.1.3-1 に示す。

ごみ選別機に投入するごみの量は 50 トン/日×1 炉とし、選別された発酵不適物とメタン発酵残渣の混合ごみ(表 4.1.2-12)をガス化する。ガス化剤は空気とし、ガス化反応に要する空気量は混合ごみの組成と温度目標値(ガス化炉ダクト温度 750°C)から算出した。ガス化ガスは、ガスエンジン側と焼却側に分岐供給される。このとき、ガス化ガスの分配率は、ガス化ガスとメタン発酵ガスの混合ガスの発熱量が 4.6 MJ/m³N-wet 以上、かつ、燃焼炉の温度が 850°C以上になるよう設定した。ガス化ガスは、サイクロンでチャー/ダスト、オイルスクラバでタール、水スクラバでアンモニアや塩化水素などの微量成分を除去した後、メタン発酵ガスと混合され、ガスエンジンに燃料供給される。

サイクロンで除去したチャー/ダストは燃焼炉で処理することとした。オイルスクラバのブロー水量は、オイルスクラバに供給されるタール量の 2 倍とした。つまり、オイルスクラバに処理するタール量と同量のオイルが補給されるものと仮定した。このとき、オイルスクラバに供給されるタール量はガス処理試験で得られたタール濃度(≒20 g/m³N-dry)とガスエンジンに供給するガス化ガスの流量から求めた。水スクラバのブロー水量も同様に、水スクラバで凝縮する水の量の 2 倍とした。そのため、水スクラバには凝縮する水の量と同量の水が補給されることとした。オイルスクラバのブローオイルはガス化炉で処理、水スクラバのブロー水は焼却炉で処理することとした。ガスエンジンの発電効率は 33%とした。

図 4.1.3-2 にプロセスの比較対象を示す。CO₂ 排出量の比較対象として、①熱回収および発電設備のない都市ごみ焼却施設(以下、単純焼却)、②都市ごみ中の発酵適物をメタン発酵、発酵不適物を焼却処理する施設(以下、従来プロセス)を設定し、さしまベースおよび環境省提示ベースのごみを各プロセスで処理したときの CO₂ 排出量を試算した。

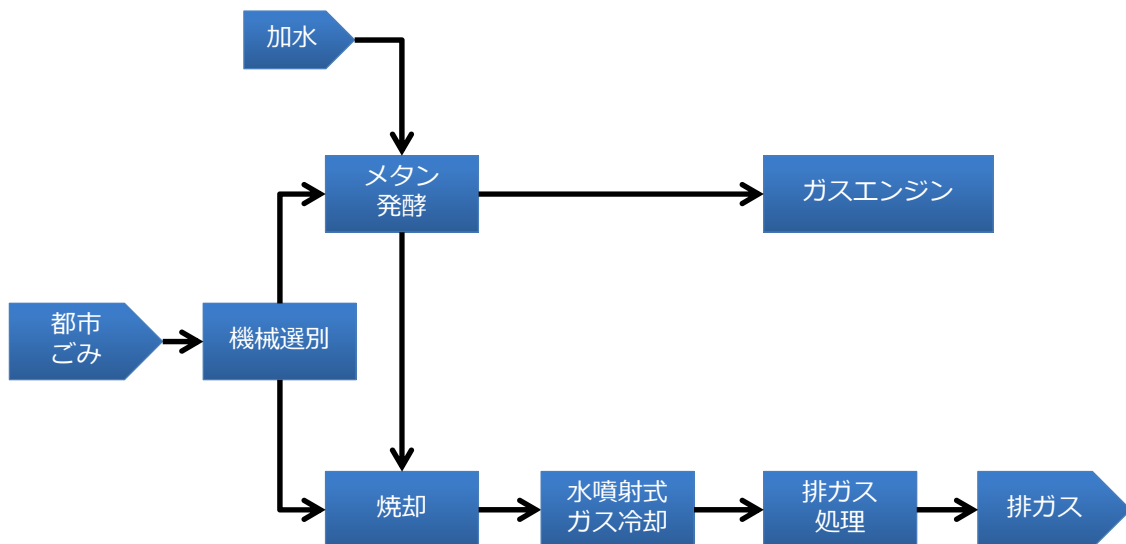
表 4.1.3-1 プロセス計算の前提条件

項目		条件	
処理規模	t/日/炉		50
温度	ガス化炉ダクト	°C	750
	焼却炉	°C	850 以上
スクラバ ブロー水量	オイル	L/h	タール濃度 $20 \text{ g/m}^3\text{N-dry}$ × ガス流量 $\text{m}^3\text{N/h-dry}$ ÷ オイルの比重 × 2 倍
	水	L/h	凝縮水量の 2 倍
発電/送電	ガス化ガスの 分配率	%	以下の条件を満たすように調整 ①メタン発酵ガスとガス化ガスの混合ガスの発熱量が $4.6 \text{ MJ/m}^3\text{N-wet}$ 以上 ②焼却炉の出口温度 850°C 以上
	ガスエンジン 発電効率	%	33
	消費電力	kW _e	単純焼却：467 従来プロセス：547 提案プロセス：557 (各プロセスの機器構成より設定)
CO ₂ 排出係数	電力由来	t-co ₂ /MWh	0.579 (環境省より提示)
	ブラ焼却由来	t-co ₂ /t-ブラ	2.770 (環境省より提示)
	オイル由来	kg-co ₂ /L	2.489 (温室効果ガス総排出量算定方法ガイドラインより灯油の CO ₂ 排出係数を引用)

1) 単純焼却



2) 従来プロセス



3) 提案プロセス

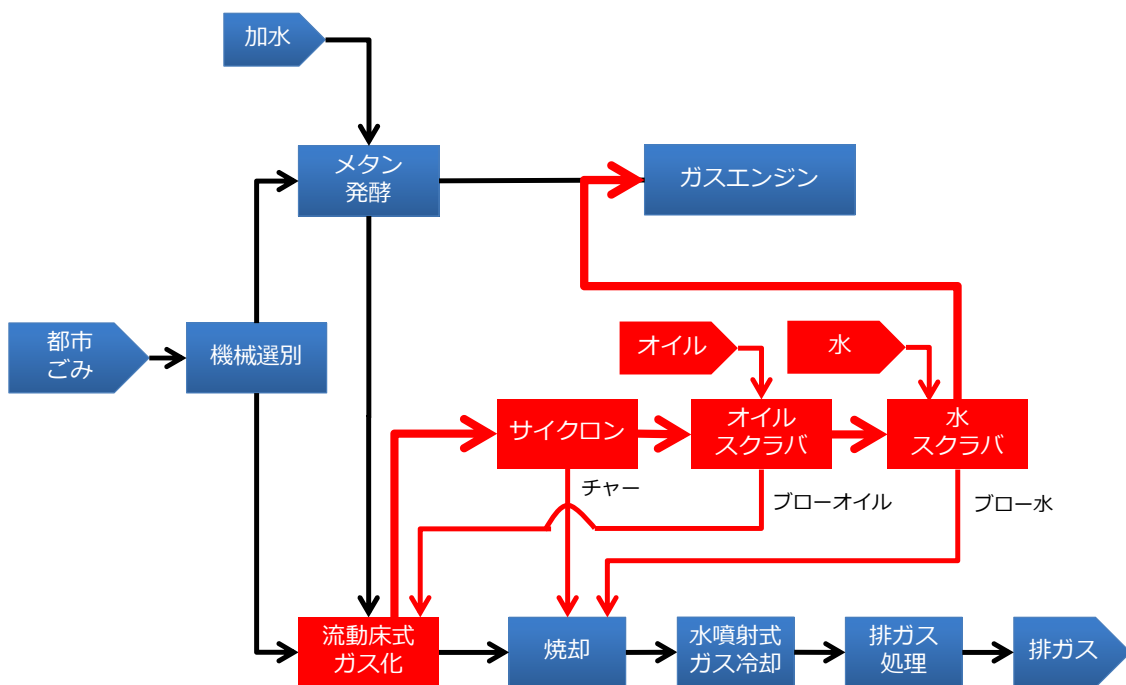


図 4.1.3-2 プロセスフロー

4.2 発電端効率、送電端効率、CO₂削減量の試算結果

4.2.1 さしまベースの場合

従来プロセスの試算結果の概要を図 4.2.1-1、提案プロセスの試算結果の概要を図 4.2.1-2、従来プロセスと提案プロセスの発電端効率、送電端効率および CO₂ 削減量の比較を表 4.2.1-3 と図 4.2.1-4 に示す。

提案プロセスにおいて、ガスエンジンに供給する混合ガスの低位発熱量は 6.2 MJ/m³_{N-wet} であり、ガスエンジンの運転条件を十分に上回っているが、ガス化ガスをこれ以上ガスエンジンに供給すると、燃焼炉の温度が 850°C を下回ってしまうため、双方の条件を満たす条件としてガスエンジンに供給するガス化ガスの分配率は 35% とした。従来プロセスでは、消費電力が発電量を上回っていたため、送電端効率は -1.7% となったが、提案プロセスでは、ガス化ガスもガスエンジンの燃料として利用することで、発電量が消費電力を上回り、送電端効率は 4.0% となり、送電が可能であることを示唆した。また、発電量の増加に伴い、提案プロセスの CO₂ 排出量は低下し、単純焼却と比較して 1 施設当たり年間 2,329 トンの CO₂ を削減できる見込みが得られた。

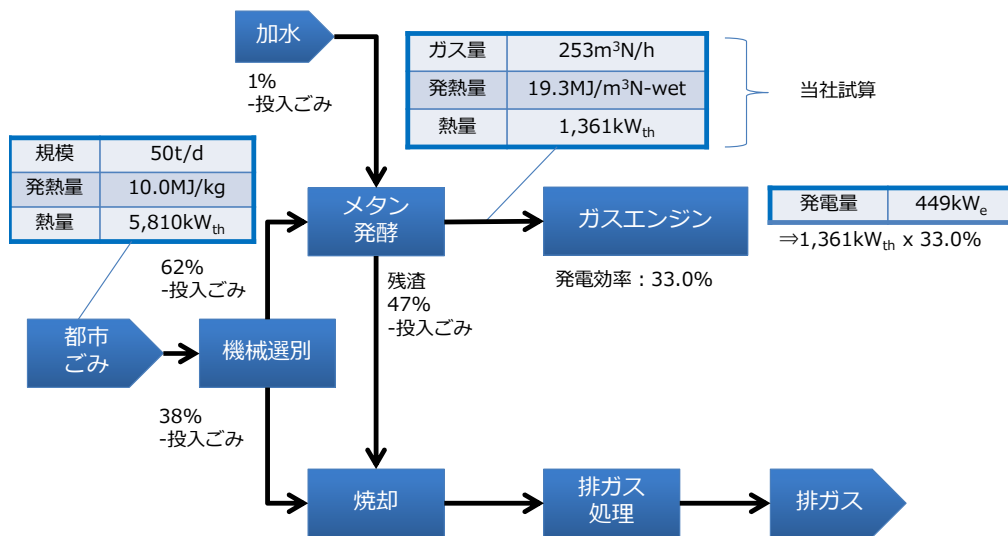


図 4.2.1-1 従来プロセスのフロー図（さしまベース）

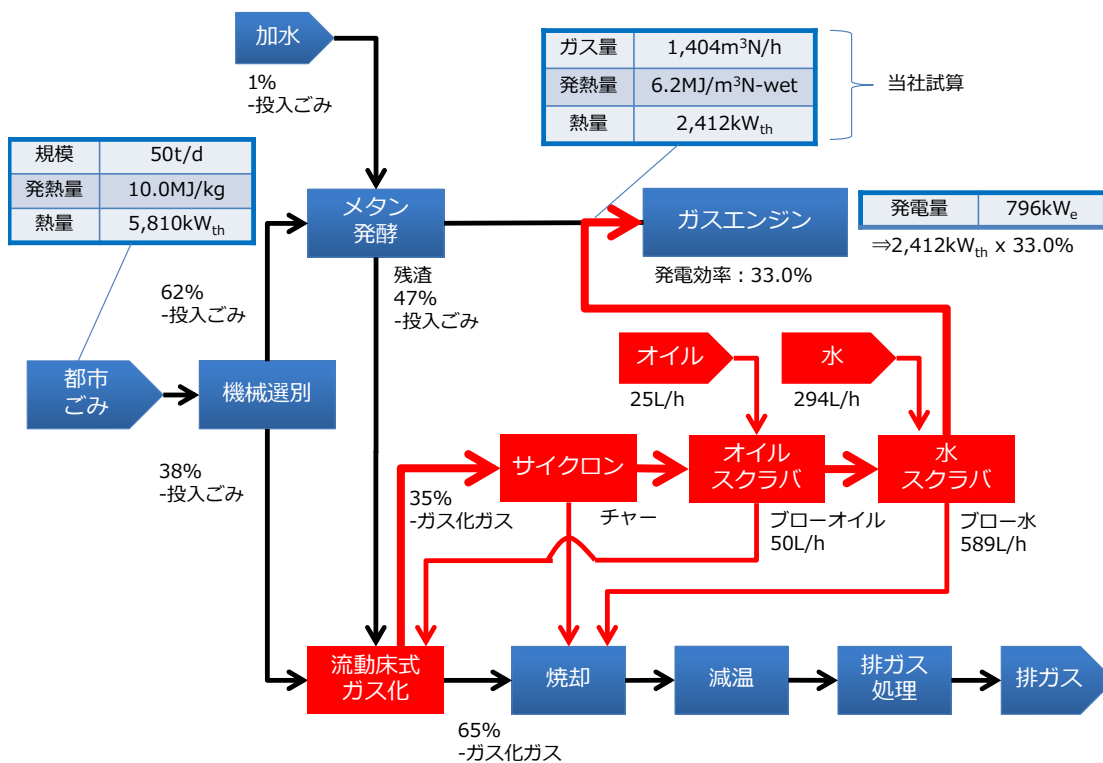


図 4.2.1-2 提案プロセスのフロー図（さしまベース）

表 4.2.1-3 従来プロセスと提案プロセスの比較（さしまベース）

			従来プロセス 焼却+メタン発酵	提案プロセス ガス化+メタン発酵
投入ごみ熱量	kW _{th}		5,810	5,810
投入オイル熱量	kW _{th}		-	239
発電量	kW _e		449	796
発電端効率	%		7.7	13.2
送電端効率	%		-1.7	4.0
CO ₂ 排出量	消費電力由来	t/年	2,128	2,166
	プラ焼却由来	t/年	7,475	7,475
	オイル由来	t/年	0	418
	発電由来	t/年	-1,748	-3,097
	合計	t/年	7,856	6,963
単純焼却 との比較	CO ₂ 削減量	t/年	1,437	2,329
	CO ₂ 削減率	%	15.5	25.1

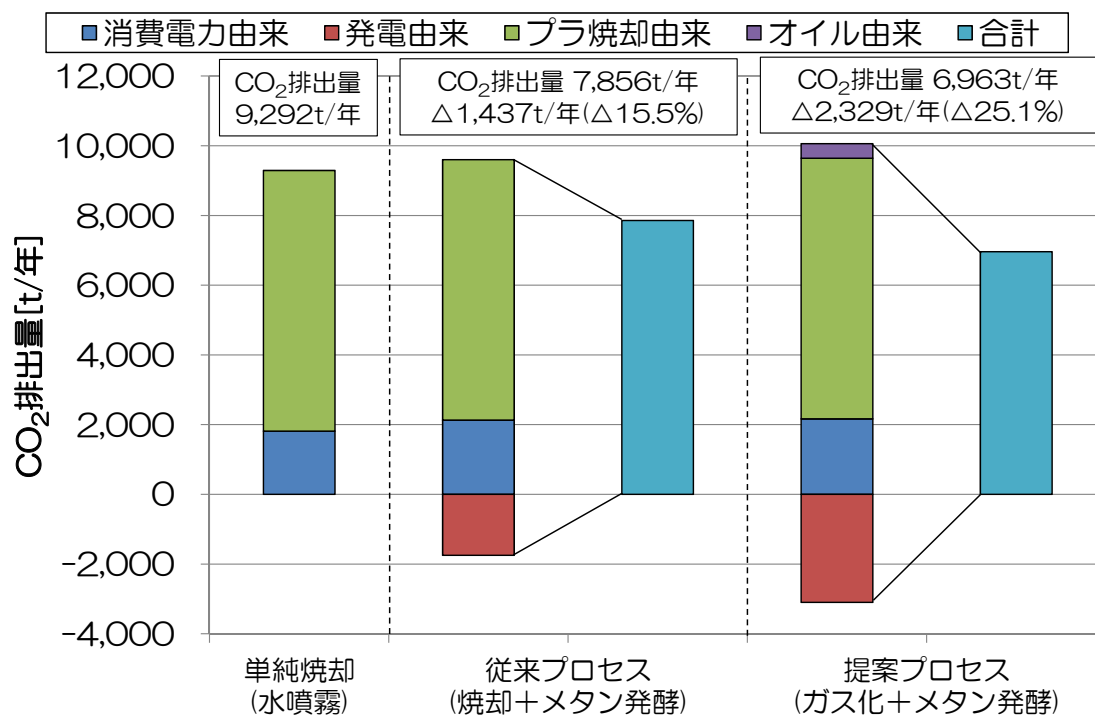


図 4.2.1-4 CO₂ 排出量の比較（さしまベース）

4.2.2 環境省提示ベースの場合

従来プロセスの試算結果の概要を図 4.2.2-1、提案プロセスの試算結果の概要を図 4.2.2-2、従来プロセスと提案プロセスの発電端効率、送電端効率および CO₂ 削減量の比較を表 4.2.2-3 と図 4.2.2-4 に示す。

ガスエンジンへのガス化ガスの分配率がさしまベースより 5%低いが、これは環境省提示ベースにおける発酵不適物とメタン発酵残渣の混合ごみの発熱量がさしまベースより低いためである。具体的には、環境省提示ベースの混合ごみでガス化温度を 750℃とするために、さしまベースよりも多くの空気を供給する必要があり、その結果、ガス化ガスの発熱量が低下し、メタン発酵側へのガス化ガスの分配率が減少した。送電端効率は 3.2%であり、さしまベースと同様に、提案プロセスで送電が可能となることを示唆した。CO₂ 排出量についても、単純焼却と比較して 1 施設当たり年間 2,128 トンの CO₂ を削減できる見込みが得られた。

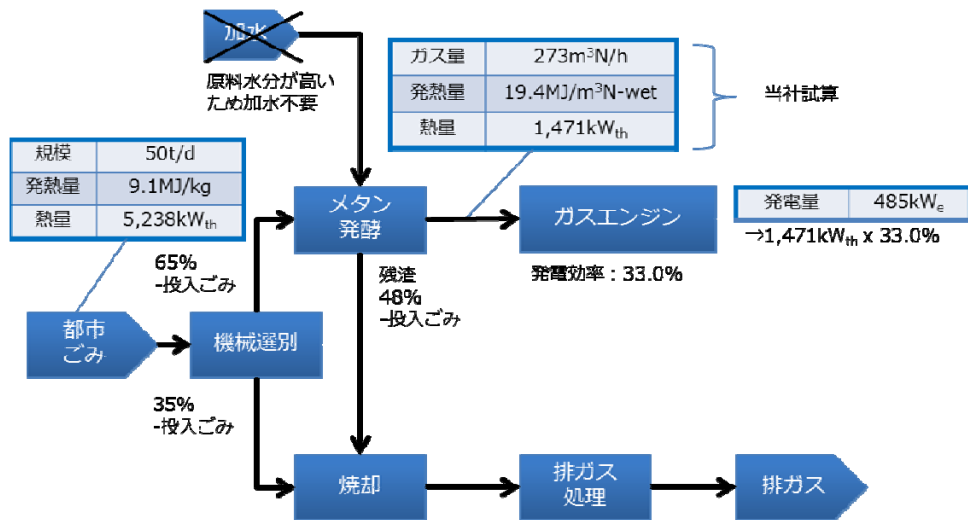


図 4.2.2-1 従来プロセスのフロー図（環境省提示ベース）

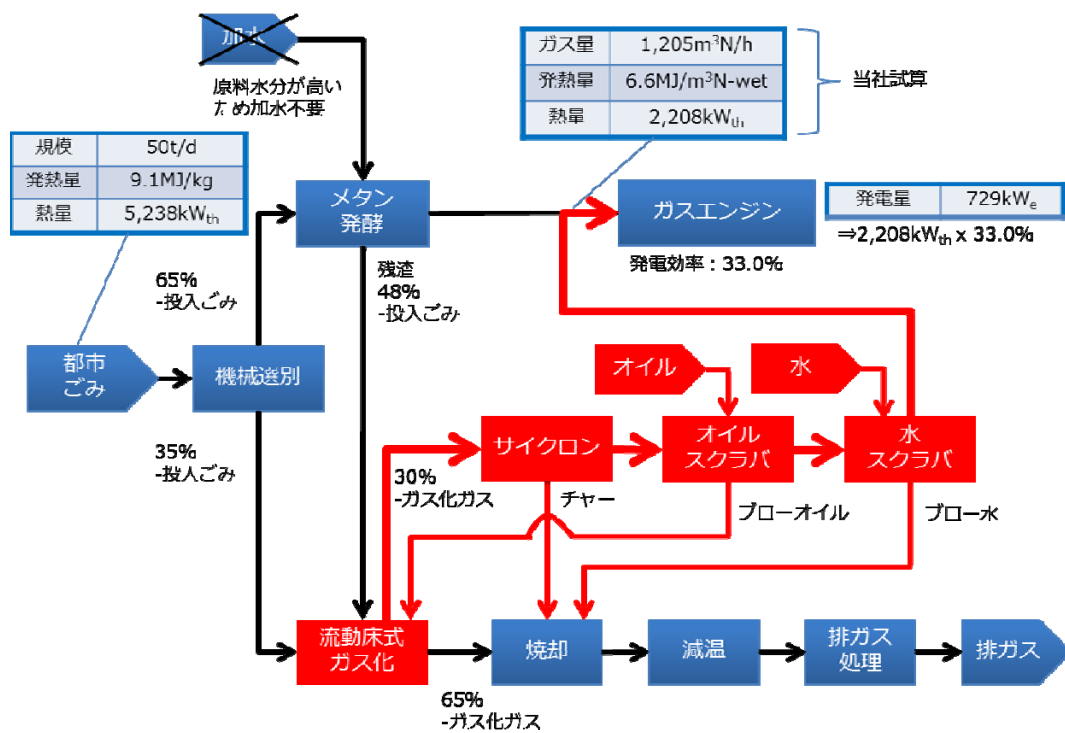


図 4.2.2-2 提案プロセスのフロー図（環境省提示ベース）

表 4.2.2-3 従来プロセスと提案プロセスの比較（環境省提示ベース）

			従来プロセス 焼却+メタン発酵	提案プロセス ガス化+メタン発酵
投入ごみ熱量	kW _{th}		5,238	5,238
投入オイル熱量	kW _{th}		-	205
発電量	kW _e		485	729
発電端効率	%		9.3	13.4
送電端効率	%		-1.2	3.2
CO ₂ 排出量	消費電力由来	t/年	2,128	2,166
	プラ焼却由来	t/年	5,817	5,817
	オイル由来	t/年	0	358
	発電由来	t/年	-1,889	-2,835
	合計	t/年	6,056	5,506
単純焼却 との比較	CO ₂ 削減量	t/年	1,578	2,128
	CO ₂ 削減率	%	20.7	27.9

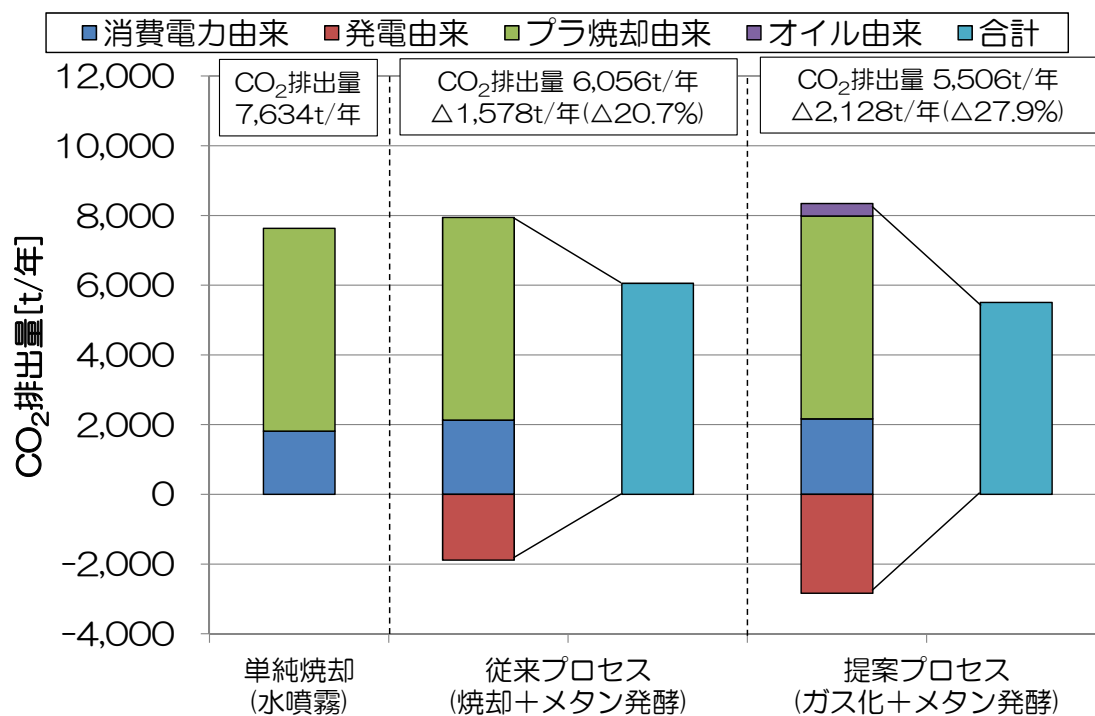


図 4.2.2-4 CO₂ 排出量の比較（環境省提示ベース）

4.2.3 まとめ

表 4.2.3-1 に提案プロセスにおける発電端効率と CO₂削減量の評価を示す。ごみ質に寄らず、ガス化ガスをガスエンジンの燃料として利用することで、送電が可能となる見込みが得られた。また、CO₂削減量も目標値を上回ることが試算された。

表 4.2.3-1 提案プロセスにおける発電端効率と CO₂削減量の評価

	目標値	さしま ベース	環境省提示 ベース
発電端効率 (送電端効率)	13%以上 (>0%)	13.2% (4.0%)	13.4% (3.2%)
CO ₂ 削減量 (単純焼却との差)	2,000t/年/施設	2,329t/年/施設	2,128t/年/施設

4.3 プロセスの経済性検討

従来プロセスと提案プロセスの売電収入の差異を表 4.3-1 に示す。受電方式は二回線受電を前提として、売電価格はメタン発酵由来の電力を 39 円/kWh、ガス化由来の電力を 11 円/kWh とし、買電単価は 11 円/kWh とした。この前提条件で試算した場合、イニシャルコストとランニングコストの合計が 1,200~1,800 円/t-ごみ以内に抑えることができれば、従来プロセスと同等の LCC になることが示唆された。

表 4.3-1 LCC 試算

項目		単位	さしまベース		環境省提示ベース		
			従来 プロセス	提案 プロセス	従来 プロセス	提案 プロセス	
電力	発電量	①メタン発酵ガス由来	kWh	449	449	485	485
		②ガス化ガス由来	kWh	-	347	-	243
		③合計(①+②)	kWh	449	796	485	729
	④消費電力	kWh	547	557	547	557	
	⑤売電量(③-④)	kWh	-98	239	-62	172	
収支	⑥売電収入 (①×39 円/kWh+②×11 円/kWh) ×24 h×280 日		百万円/年	118	143	127	145
	⑦買電支出 (④×11 円/kWh)×24 h×280 日		百万円/年	40	41	40	41
	⑧年間収支(⑥-⑦)		百万円/年	77	102	87	104
	⑨年間収支×20 年		百万円/20 年	1,546	2,044	1,736	2,081
	⑩ごみ t あたり収支 ⑧×10 ⁶ ÷(50 t/日×280 日)		円/t-ごみ	5,522	7,300	6,200	7,433
従来 プロ セス との 差異	⑪売電収入比較		百万円/年	-	25	-	17
			百万円/20 年	-	498	-	345
			円/t-ごみ	-	1,779	-	1,233

4.4 その他プロセスに関する考察

4.4.1 スクラバのブロー水量

実機検証(3.1.3 項)においてスクラバのブロー水量に関するデータを取得できなかったため、4.2 項のプロセス計算では、No.1 スクラバのブロー水量はタール生成量の 2 倍、No.2 スクラバのブロー水量は凝縮水量の 2 倍として、プロセスの評価を行った。ここでは、各スクラバのブロー比(ブロー水量とタール生成量の比およびブロー水量と凝縮水量の比)を①1.5 倍、②3 倍としたときの発電端効率および CO₂ 排出への影響を検証した。また、検証用の投入ごみは環境省提示ベースとした。

表 4.4.1-1 に試算結果を示す。スクラバのブロー比が低い程、ガスエンジンへのガス化ガスの供給量が増加し、発電量も増加する。また、オイル補給量の減少と発電量の増加に伴い、CO₂ 排出量が低減することが示唆された。一方で、スクラバの運転に必要なブロー水量の確認は今後の課題である。

表 4.4.1-1 発電および CO₂ 排出量の比較 (環境省提示ベース)

			スクラバブロー比		
			1.5 倍	2 倍 (4.2 項に示す 計算結果)	3 倍
ガスエンジンへの ガス化ガスの分配率	%	35	30	25	
発電量	kWe	765	729	694	
発電端効率	%	14.3	13.4	12.4	
送電端効率	%	3.9	3.2	2.5	
CO ₂ 排出量	消費電力由来	t/年	2,166	2,166	2,166
	プラ焼却由来	t/年	5,817	5,817	5,817
	オイル由来	t/年	209	358	597
	発電由来	t/年	-2,977	-2,835	-2,701
	合計	t/年	5,216	5,506	5,880
単純焼却 との比較	CO ₂ 削減量	t/年	2,418	2,128	1,754

4.4.2 メタン発酵残渣の乾燥

メタン発酵残渣の含水率が高い程、ガス化炉への投入空気量が増加し、ガス化ガスの発熱量が低下する。これに伴い、ガスエンジンへのガス化ガスの供給量が減り、発電量が減少する。ここでは、ガスエンジン排気ガスの廃熱をメタン発酵残渣の乾燥に利用した場合の、乾燥後のメタン発酵残渣の含水率を試算し、発電効率向上の可能性を検討した。

4.2.2 で示したプロセス計算（環境省提示ベース）を対象に、メタン発酵残渣の乾燥用の熱風をガスエンジンの排気ガスの顕熱(800 kW_{th})で作ることを想定した。ガスエンジンの排気ガスの顕熱のうち 50%が乾燥用熱源に使われ、かつ、メタン発酵残渣の乾燥効率を 50%（200 kW_{th} が乾燥に利用可）と仮定すると、メタン発酵残渣の含水率は想定している 75%から 69%まで低減できることを示唆した。

第5章 検討会開催および説明会への協力

5.1 流動床ガス化とメタン発酵のコンバインドプロセスの要素技術検証に係る検討会の開催

本委託事業の推進にあたり、計2回の検討会を開催した。本事業に協力いただいたさしまクリーンセンター寺久、学識経験者として国立環境研究所、オブザーバとして環境省から参画いただき、ご意見を本事業に反映した。

	1回目	2回目
日時	平成29年10月13日	平成30年2月9日
場所	東京新橋) 田中田村町ビル8C会議室	さしまクリーンセンター寺久
出席者	<ul style="list-style-type: none"> ・国立環境研究所) 倉持室長 ・環境省) 平松課長補佐、田中主査、川上環境専門員 ・さしまクリーンセンター寺久) 沼尻所長 ・神鋼環境ソリューション) 細田、谷田、皆川、早川 	<ul style="list-style-type: none"> ・国立環境研究所) 倉持室長 ・環境省) 平松課長補佐、田中主査、川上環境専門員 ・さしまクリーンセンター寺久) 沼尻所長、水口課長 ・神鋼環境ソリューション) 細田、谷田、早川
主な議題	<ul style="list-style-type: none"> ・事業の概要説明 ・検討および進捗状況の説明 ・今後の進め方について協議 	<ul style="list-style-type: none"> ・進捗状況の説明 ・試験設備見学 ・今後の進め方および試験結果について協議

5.2 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法等に係る検討調査委託業務ヒアリング等への協力

下記の説明会等で、本事業の内容を説明した。

- 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の検討会
日時：平成29年9月28日
場所：東京新橋) 田中田村町ビル
- 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(九州地区)
日時：平成30年1月17日
場所：九州大学西新プラザ
- 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(関東地区)
日時：平成30年2月20日
場所：川崎市産業振興会館大ホール

第6章 まとめ

従来ごみ発電がほとんど行われていなかった 100 トン/日未満の中小規模施設において、効率の高いごみ発電プロセスの構築を目的として、流動床ガス化とメタン発酵のコンバインドプロセスの要素技術検証を実施した。都市ごみを選別して得られた発酵適物と発酵不適物から、それぞれメタン発酵ガスとガス化ガスを生成し、メタン発酵ガスとガス化ガスを混合してガスエンジン発電を行うプロセスを提案した。プロセスは、処理量 50 トン/日/炉×年間稼働日数 280 日/年の施設において、発電効率 13%以上(送電が可能となること)、電力由来 CO₂削減量 2,000 トン/年/施設以上、LCC 従来技術と同等以下となることを目標として、下記に示す要素技術の検証を行った。

① ガス処理に関する試験

ごみをガス化したガス中に含まれるガスエンジンの安定運転の障害となる物質の除去、具体的にはチャーやタール、塩化水素等の腐食性ガスの除去技術の確立を目的として、実機の流動床ガス化炉から分岐したガス化ガスを使ってガス処理試験を実施した。

その結果、スクラバの溶媒としてオイル(60℃に調整)を使用した場合、最もタールの除去性能が高いことが確認でき、処理目標値を満足できる可能性が示唆された。ただし、本試験では、スクラバ排水を連続ブローしながらの運転はできておらず、今後の確認項目として課題を残した。また、サイクロンでの除塵性能や HCl や Si などの微量成分については、処理目標値を満足できず、プロセスや装置の再検討が必要であることが確認された。

② ごみ選別に関する試験

提案するプロセスは、選別されたごみの質や量によってメタン発酵ガスの質や量が変化するため、機械選別の性能がプロセスの評価に大きく影響する。よって、発酵適物と発酵不適物を選別するのに最適な機械選別機の評価を行うとともに、プロセス評価に必要な基礎データを取得した。ごみ選別試験から、発酵適物の量が増えるスクリーン径 70mm が適切であることが分かった。

③ プロセス評価

上記結果をもとに提案プロセスにおける発電効率と CO₂削減量を 2 種類のごみ質を対象に評価した結果、いずれのケースにおいても発電効率 13%以上、電力由来 CO₂削減量 2,000 トン/年/施設以上を確保できることが示唆された。ただし、①で明確にできなかったスクラバのブロー水量など残された課題を再度検討したうえで、改めてプロセス評価を行う必要がある。

以上より、本技術は技術的な課題は残存するものの、実現できれば特に中小規模の廃棄物処理施設における発電効率の向上や、地球温暖化対策としての CO₂排出量削減に貢献でき、今後我が国で期待される地域分散型でロバストなエネルギー供給構造に寄与できるものであると考えられる。

参考文献

- 1)元部弥・佐野正樹、「廃棄物発電を含めた廃棄物エネルギー回収施策」, 廃棄物資源循環学会誌, 26(2), pp. 97-104, 2015.
- 2)横山唯史・高岡昌輝、「高効率ごみ発電技術の普及に対する交付金制度の役割」, 廃棄物資源循環学会誌, 26(2), pp. 105-113, 2015.
- 3)環境省大臣官房廃棄物・リサイクル対策部廃棄物対策課, 「日本の廃棄物処理 平成 27 年度版」, p. 21, 2017.3.
- 4)独立行政法人 新エネルギー・産業技術総合開発機構 (NEDO), 「NEDO 再生可能エネルギー技術白書第 2 版 第 4 章バイオマスエネルギー」, p. 19, 2014.2.
- 5)田頭成能, 「平成 26 年度 環境研究総合推進費補助金 次世代事業 総合技術開発報告書 廃棄物ガス化発電技術の高効率化の実証 (3J132001)」, 2015.3.
- 6)羽田貴英・武谷亮・天野寿二・巽圭司・林一毅・斉賀亮宏, 「下水汚泥ガス化発電システムの開発」, 廃棄物資源循環学会論文誌, 22(2), pp. 93-100, 2011.
- 7)環境省大臣官房廃棄物・リサイクル対策部廃棄物対策課, 「高効率ごみ発電施設整備マニュアル」, p. 6, 2009.3.
- 8)Thana Phuphuakrat, Takaaki Namioka and Kunio Yoshikawa, “Absorptive removal of biomass tar using water and oily materials,” *Bioresource Technology*, 102(2), pp. 543-549, 2011.
- 9) Zwart R.W.R., “Gas cleaning downstream biomass gasification Status Report 2009.”, ECN-E--08-078. 2009.
- 10)平田寛孝・飯村菜穂子, 「界面活性剤と芳香族系化合物との間に生成する結晶性分子錯体: 難水溶性薬物の易水溶性化への試み」, *YAKUGAKU ZASSHI*, 121(6), pp. 403-421, 2001.
- 11)花王株式会社, 「製品 Q&A 界面活性剤とは?」, http://www.kao.com/jp/qa_cate/clothcleanser_04_02.html (2018.2.20 閲覧)
- 12)Frank T. Barranco, JR. and Helen E. Dawson., “Influence of Aqueous pH on the Interfacial Properties of Coal Tar.”, *Environmental Science & Technology*, 33, pp. 1598-1603, 1999.
- 13) Scott C. Hauswirth, Pamela B. Schultz and Cass T. Miller, “Compositional and pH Effects on the Interfacial Tension Between Complex Tar Mixtures and Aqueous Solutions.”, *Environmental Science & Technology*, 46(18), pp. 10214–10221, 2012.
- 14) Scott C. Hauswirth, Pamela B. Schultz and Cass T. Miller, “Mobilization of Manufactured Gas Plant Tar with Alkaline Flushing Solutions.”, *Environmental Science & Technology*, 46(1), pp. 426-433, 2012.

- 15) T.A. Miln, R.J. Evans and N. Abatzoglou, "Biomass Gasifier "Tars": Their Nature, Formation, and Conversion.", NREL/TP-570-25357, 1998.
- 16) 宮地健・宮川満・片桐学・神田伸靖・則永行庸, 「草木系バイオマス由来熱分解タール含有化学種の特定」, 三井造船技報, No.199, pp. 44-53, 2010.2.
- 17) Energy research Centre of the Netherlands, "Theresites the ECN tar dew point site Complete model.", <http://www.thersites.nl/completemodel.aspx> (2018.3.8 閲覧)
- 18) 北田誠・高橋倫広・笹渕晃洋・小松俊哉・姫野修司, 「MBT を適用した下水汚泥と可燃ごみの混合嫌気性消化」, 第 54 回下水道研究発表会, pp. 1087-1089, 2017.
- 19) 財団法人日本環境衛生センター, 「FactBook 廃棄物基本データ集 2000」, p. 54, 2000.
- 20) 同上, p. 26
- 21) 株式会社タクマ, 「平成 17 年度次世代廃棄物処理技術基盤整備事業補助金 技術開発報告書概要版: 乾式メタン発酵法による高効率原燃料回収技術の開発 (J1702)」, 2006.
- 22) 全国都市清掃会議, 「ごみ処理施設整備の計画・設計要領 2017 改訂版」, p. 214, 2017.5.
- 23) 環境省大臣官房廃棄物・リサイクル対策部廃棄物対策課, 「メタンガス化 (生ごみメタン) 施設整備マニュアル (改訂案)」, p. 22, 2008.
- 24) 李玉友, 「メタン発酵技術の概要とその応用展望」, JEFMA, No.53, p. 9, 2005.8.