

令和2年度環境省委託業務

令和2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  
＜低温脱硝システムによるエネルギー使用量の削減＞  
委託業務  
成果報告書

令和3年3月

日立造船株式会社

# 概要

## 1. 検証システムの概要

環境省では、2030年度に温室効果ガス排出量を2013年度比で26.0%減の水準にする目標を踏まえ、「廃棄物の減量その他その適正な処理に関する施策の総合的かつ計画的な推進を図るための基本的な方針」を平成28年1月21日に変更し、廃棄物のエネルギー利用の観点から目標値を設定するとともに、エネルギー源としての廃棄物の有効利用、廃棄物エネルギーの地域での利活用等の取り組みを進めている。

しかしながら、中小規模（特に100t/日未満）の一般廃棄物処理施設（以下「中小廃棄物処理施設」という）の多くが発電設備を持たない焼却処理施設となっており、廃棄物エネルギーの有効活用（CO<sub>2</sub>排出量削減）は十分に行われていないのが実状である。このため、中小廃棄物処理施設での廃棄物エネルギーの有効活用に向けて、先導的な技術システム化等の導入が求められている。

本業務では、中小廃棄物処理施設における廃棄物エネルギーの有効活用とCO<sub>2</sub>排出量削減を促進するため、排ガスを蒸気で加熱し200℃程度で運転している脱硝システム（以下「従来式」という）を、脱硝触媒を改良することによって150℃で運転できる脱硝システム（以下「提案式」という）に変更し、加熱に利用される分の蒸気を発電に利用できるように目指し、必要な評価・検証を行う。図1は、廃棄物処理施設のフロー図及び提案技術の適用箇所を示す。

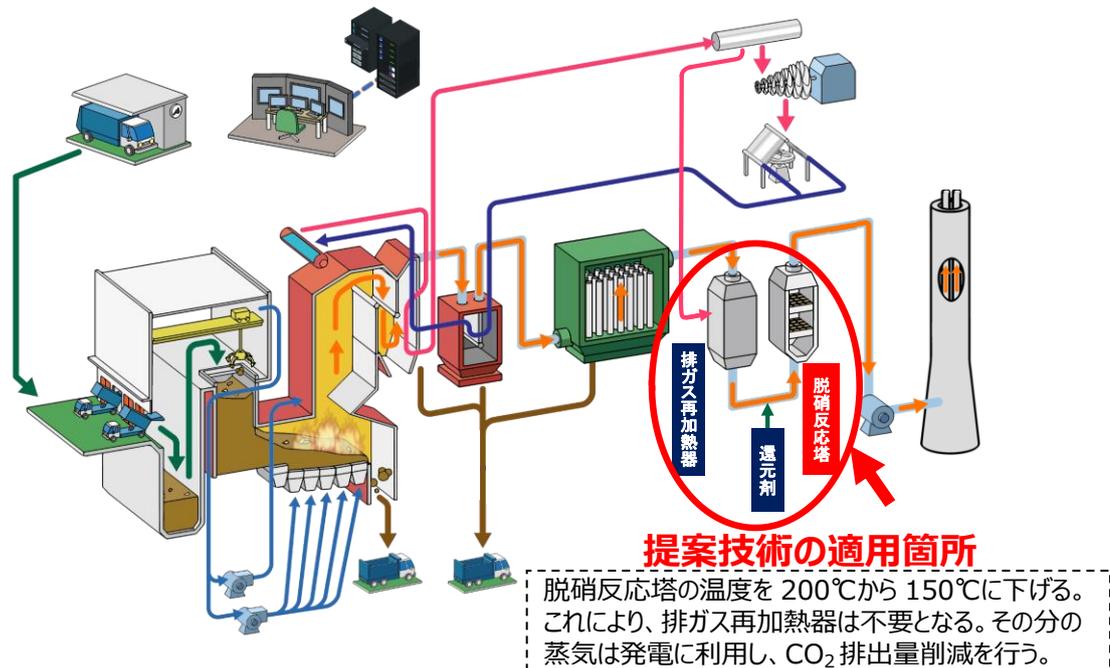


図1 廃棄物処理施設のフロー図及び提案技術の適用箇所

本業務は2カ年で計画を進め、令和元年度は実証試験に向けた課題の抽出、対策の立案を行った。令和2年度は、廃棄物処理施設の排ガスをを用いて150℃での脱硝性能を実証し、その結果からエネルギー起源CO<sub>2</sub>の削減効果を試算により評価し、提案式システム全体の検証を行った。

## 2. 業務と結果の概要

本業務は、日立造船株式会社が実施主体となり、当該技術研究所（以下、「研究所」という）がシステム評価を行うものである。システム評価を行うにあたり、田村広域行政組合の田村西部環境センターに実証試験の場所を御提供頂いた。令和2年度の目標は、150℃での脱硝システムを確立することとした。本業務の主要実施事項と結果を以下に示す。

### (1) 試験装置の設計と設置

試験装置は、煙道から600 Nm<sup>3</sup>/h以上の排ガスを抜き出し、還元剤を供給し、試験用触媒に通気できるように設計、製作し、田村西部環境センターに設置した。

### (2) 性能・再生評価

研究所にて、触媒の組成や触媒量を変えた場合について、性能評価を実施した。その結果から、実証試験用の触媒組成を選定した。

研究所にて、触媒の再生評価を行い、加熱温度を最適化した。加熱温度は、300℃が最適であった。

### (3) 触媒製造

(2)において選定した触媒について、実証試験に必要な量を製造した。

また、量産設備にて従来品と同様に1m幅の触媒を製造し、従来品と同等の方法で量産製造が可能であることを確認した。

#### (4) 実証試験

(3)において製造した触媒を用いて、実証試験を行った。試験は令和2年8月から令和3年1月の間に行った。試験実施時のガス条件(流量、温度、硫黄酸化物(SO<sub>x</sub>)、窒素酸化物(NO<sub>x</sub>)、一酸化炭素(CO)、塩化水素(HCl)、水分、酸素(O<sub>2</sub>)、ばいじん、の各濃度)を測定した。

脱硝率の経時変化は、300時間程度までの連続運転では、ほとんど変わらずに推移した。また、目標とした脱硝率60%に必要な触媒量は、モル比4の時、AV<sup>\*</sup> 2.2 Nm/hとなった。(※面積速度AV (Area Velocity) [Nm/h] = ガス流量 [Nm<sup>3</sup>/h] / 触媒表面積 [m<sup>2</sup>])

性能評価後に、(2)で確認した300℃で再生を行った。再生試験後の性能が、初期の性能と同等まで回復していることを確認した。

性能評価と再生試験を行った各期間中に、アルコール、副生成物(アルデヒド、CO)、ダイオキシン類の分析を行った。性能評価時には、アルコールは規制値以下、アルデヒド濃度は規制値を上回り、CO濃度は規制値に近い値となった。触媒活性の向上、モル比の低減が必要である。ダイオキシン類は、規制値以下となった。再生試験時には、ガスを循環利用しているため、2炉併設の施設では、第1炉で触媒を再生時の排ガスを、第2炉の排ガス処理設備の上流に少しずつ希釈して排気処理すると、システムとして規制値以下にて運転できる。

#### (5) コスト、CO<sub>2</sub>削減効果の評価・検証

(4)の実証試験の結果から、単純焼却、従来式、提案式(従来式と提案式については、乾式排ガス処理後、湿式排ガス処理後の2通り)について、コスト、CO<sub>2</sub>削減効果の評価・検証を行った。ここで、単純焼却、従来式、提案式の試算に用いた前提条件は以下のとおりである。

##### ① 単純焼却

ボイラ、蒸気タービン発電機がなく、エネルギー回収を行わない。

##### ② 従来式

ボイラ、蒸気タービン発電機があり、エネルギー回収を行う。

乾式排ガス処理後では、150℃の排ガスを運転温度の200℃へ昇温するために50℃分の蒸気を使用する。

湿式排ガス処理後では、60℃の排ガスを運転温度の 200℃へ昇温するために 140℃分の蒸気を使用する。

### ③ 提案式

ボイラ、蒸気タービン発電機があり、エネルギー回収を行う。

乾式排ガス処理後では、150℃の排ガスは、そのまま運転に使用できるため、排ガスを昇温するための蒸気は不要である。

湿式排ガス処理後では、60℃の排ガスを運転温度の 150℃へ昇温するため、従来式と比べ昇温幅を 140℃から 90℃に低減でき、蒸気の使用を削減する。

なお、提案式では触媒の再生を行うこととした。

従来式に対して提案式の CO<sub>2</sub> 発生量の試算結果を比較すると、乾式の場合に 2.2%削減、湿式の場合に 1.5%削減となり、CO<sub>2</sub>削減効果が得られる結果となった。今後、さらに触媒を改良し性能向上させることで、乾式の場合に 3.0%削減、湿式の場合に 2.1%削減と CO<sub>2</sub>削減効果が増加する見通しが得られた。

また、提案式は売電により投資を回収でき、触媒量産時に総事業費の回収期間は 0～5年と試算された。

## Summary

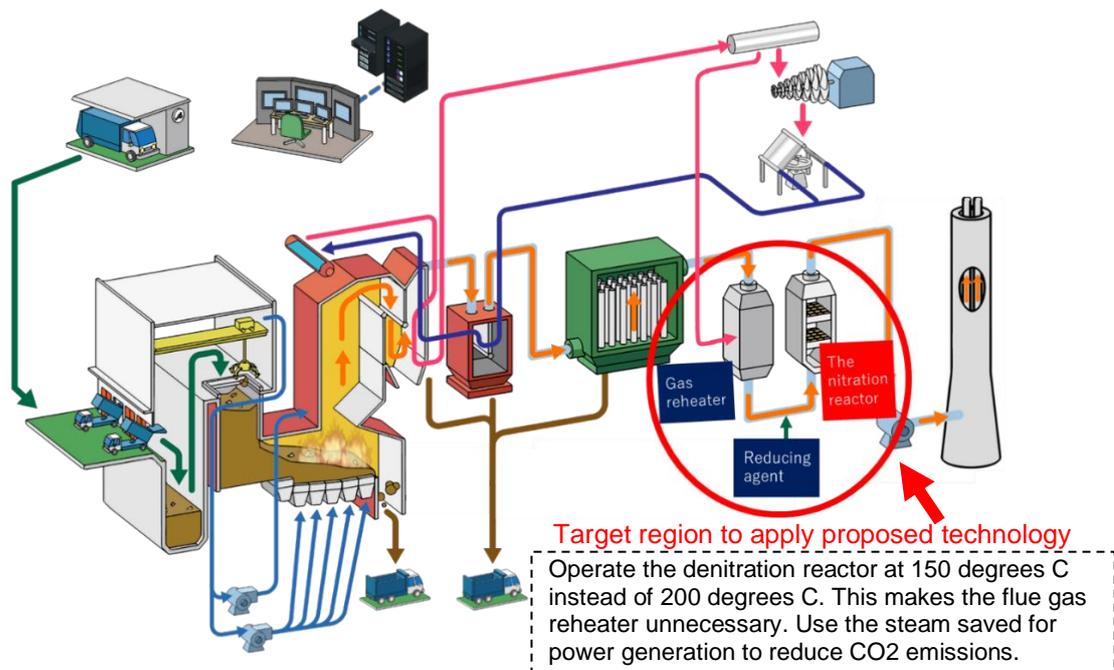
### 1. Outline of Verification System

To achieve the goal of reducing CO<sub>2</sub> emission by 26.0% by FY 2030 compared with FY 2013, the Ministry of the Environment amended the ‘Basic Guideline for the Comprehensive and Systematic Promotion of Waste Reduction Measures and Other Appropriate Treatments’ on January 21, 2016. The ministry sets target values from the viewpoint of utilization of energy recovery from waste, moving forward with activities such as effective use of waste as energy sources and utilization of energy recovery from waste in a given area.

However, many small and medium-sized municipal solid waste treatment facilities (especially those handling less than 100 tons/day, hereinafter called small and medium waste treatment facilities) do not have any power generation facilities currently, therefore utilization of energy recovery from waste (reduction of CO<sub>2</sub> emissions) has not been sufficiently implemented. Consequently, in order for these facilities to utilize energy recovery from waste, pioneering introduction of technological systems is necessary.

In order to prompt effective utilization of energy recovery from waste and reduction of CO<sub>2</sub> emissions, this project changes the denitration system. It is changed from the conventional method of heating flue gas by steam and operating the equipment at a temperature of around 200 degrees C to a proposed method capable of operating at 150 degrees C using an improved denitration catalyst. This project aims at converting the use of the amount of steam used for heating into power generation, conducting necessary evaluation and verification. **Figure 1** shows the schematic of this waste treatment facility and the target region to apply the proposed technology.

This project will take two years to bring forward, identifying problems and drawing measures in FY 2019 toward the experiment for verification. In FY 2020, flue gas from the waste treatment facility will be used to demonstrate denitration performance at 150 degrees C. The reduction effect of the CO<sub>2</sub> emissions from energy sources will then be evaluated by calculation based on the results, verifying the entire system.



**Figure 1.** Schematic of waste treatment facility and target region to apply proposed technology

## 2. Outline of Project and Results of FY 2020

This project is mainly implemented by Hitachi Zosen Corporation (hereinafter referred to as the “Hitachi Zosen”), and the system evaluation is conducted by the company’s technology institute (hereinafter referred to as the “institute”). For system evaluation, the Tamura West Environment Center of the wide-area administration Tamura Union provided a site for experiment for verification. The goal of FY 2020 was to establish a denitration system that operates at 150 degrees C. The major implementation items and results of this project are follows:

### (1) Design and Installation of Test Equipment

Hitachi Zosen designed and assembled test equipment that can extract flue gas of 600 Nm<sup>3</sup>/h or more from the flue gas duct, supply a reducing agent to the flue gas, and allow it to flow through the testing catalyst. It was installed at the Tamura West Environment Center.

### (2) Evaluation of Performance and Regeneration

Performance evaluation was conducted at the institute with the composition and amount of the catalyst changed. The catalyst composition for experiment for verification was selected according

to the results. Regeneration evaluation of the catalyst was conducted at the institute, and the heating temperature was optimized. The optimal heating temperature was 300 degrees C.

### (3) Catalyst Production

For the catalyst selected in paragraph (2), the amount required for the experiment for verification was produced.

In addition, a catalyst with a width of one meter was produced with mass production equipment. It was confirmed that mass production was possible in the same way as conventional products.

### (4) Experiment for verification

An experiment for verification was conducted with the catalyst produced in paragraph (3). It was conducted from August 2020 to January 2021. The gas conditions at the time of the experiment (flow rate, temperature, and concentration of sulfur oxides (SO<sub>x</sub>), nitrogen oxide (NO<sub>x</sub>), carbon monoxide (CO), hydrogen chloride (HCl), moisture, oxygen (O<sub>2</sub>), and dust) were measured.

When the temporal change of the denitration rate was checked, the performance remained almost unchanged during continuous operation for approx. 300 hours. The amount of catalyst required for the target denitration rate of 60 % was  $AV \times 2.2 \text{ Nm}^3/\text{h}$  when the molar rate was 4. (\*AV (Area Velocity) [Nm<sup>3</sup>/h] = flow rate [Nm<sup>3</sup>/h] / catalyst surface area [m<sup>2</sup>])

After the performance evaluation, regeneration was conducted under the conditions confirmed in paragraph (2). It was confirmed that the performance was restored to the same level as the initial performance after the regeneration test.

During the performance evaluation and regeneration test, analysis of alcohol, by-products (aldehydes, CO), and dioxins was conducted. In the performance evaluation, the alcohol concentration was below the regulation value and aldehyde concentration exceeded the regulation values, and CO concentration was close to the regulation value. It is necessary to improve the catalytic activity and reduce the molar rate. The concentration of dioxins was below the regulation value. As gas is circulated during the regeneration test, it is possible to conduct operation at the regulation value or below in a facility with two lines by diluting gas little by little and discharging it to the upstream of the flue gas treatment facility in operation of one line while the other line is being regenerated.

## (5) Evaluation and verification of Cost and CO<sub>2</sub> Reduction Effect

Based on the results of the experiment for verification in paragraph (4), evaluation and verification of the cost and CO<sub>2</sub> reduction effect were conducted for simple incineration, conventional method, and proposed method (the conventional method and proposed method were evaluated after dry flue gas treatment and wet flue gas treatment). The preconditions used for this estimation are as follows:

### [1] Simple incineration

The plant has neither a heat recovery boiler nor a steam turbine generator, and the energy is not recovered.

### [2] Conventional method

The plant has a heat recovery boiler and a steam turbine generator, and the energy is recovered.

After the dry exhaust gas treatment, steam is used to heat flue gas by 50 degrees C from 150 degrees C to the operation temperature of 200 degrees C.

After the wet exhaust gas treatment, steam is used to heat flue gas by 140 degrees C from 60 degrees C to the operation temperature of 200 degrees C.

### [3] Proposed method

The plant has a heat recovery boiler and a steam turbine generator, and the energy is recovered.

After the dry exhaust gas treatment, flue gas at 150 degrees C is usable to operate the equipment as it is, so steam to heat gas is not required.

After the wet exhaust gas treatment, flue gas at 60 degrees C is heated to the operation temperature 150 degrees C, so the temperature increase range can be reduced from 140 degrees C to 90 degrees C to reduce the use of steam.

In the proposed method, it was determined to conduct regeneration.

Compared with the conventional method, the CO<sub>2</sub> generation amount of the proposed method was reduced by 2.2% in the dry flue gas treatment and 1.5% in the wet flue gas treatment, resulting in a CO<sub>2</sub> reduction effect. By further improving the performance of the catalyst, the CO<sub>2</sub> reduction effect can be improved, with reduction by 3.0% with the dry flue gas treatment and 2.1% with the wet flue gas treatment.

In addition, the investment cost of the proposed type can be recovered by selling electricity, and the recovery period of the total project cost was estimated to be 0 to 5 years.

## < 目 次 >

1. 業務概要.....	1
1.1 背景.....	1
1.2 業務の概要・目的.....	2
1.2.1 従来式の脱硝システム.....	3
1.2.2 提案式の技術.....	5
1.3 業務の実施体制.....	7
1.4 田村西部環境センターの概要.....	7
1.5 目標設定.....	8
1.6 業務スケジュール.....	9
2. 業務実施状況.....	10
2.1 令和2年度試験装置の設計と設置.....	10
2.2 性能・再生評価.....	14
2.2.1 研究所での性能評価.....	15
2.2.2 再生評価.....	17
2.3 触媒製造.....	19
2.3.1 実証試験用触媒の製造.....	19
2.3.2 量産設備での製造.....	20
2.4 実証試験.....	23
2.4.1 試験条件の確認.....	23
2.4.2 性能評価.....	23
2.4.3 再生試験.....	25
2.4.4 副生成物とダイオキシン類の分析.....	26
2.4.5 付着物の確認.....	27

2.5 検討委員会の開催.....	28
2.6 令和2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 審査等委員会への出席 .....	30
2.7 撤去工事.....	30
3. コスト、CO <sub>2</sub> 削減効果の評価・検証.....	33
3.1 試算の前提条件と試算条件の設定.....	33
3.1.1 前提条件：単純焼却 .....	33
3.1.2 前提条件：従来式と提案式 .....	33
3.1.3 試算条件の設定.....	35
3.2 CO <sub>2</sub> 発生量と削減効果 .....	35
3.3 コスト試算.....	43
3.4 投資回収年数.....	48
4. 事業終了後の横展開可能性及び終了時の出口戦略.....	53
4.1 事業終了後の横展開の可能性.....	53
4.1.1 経済的及び技術側面から見て将来的な展開の可能性.....	53
4.1.2 廃棄物処理施設での展開 .....	53
4.1.3 船用への展開.....	54
4.2 終了時の出口戦略.....	54
5. まとめ.....	55
5.1 本年度事業のまとめ.....	55
5.2 目標達成評価.....	57

# 1. 業務概要

## 1.1 背景

廃棄物処理施設は、1960年代に公衆衛生の向上のために整備方針が定められ導入が促進された。その後、廃棄物処理施設の目的に生活環境の保全が加わり、1990年代以降は、循環型社会を形成するため3Rの推進も含めた政策が実施されてきた。現在は、CO<sub>2</sub>の排出量削減や廃棄物のエネルギー利用の目的で、余熱利用に対する取り組みがなされている。

余熱利用の一つとして、廃棄物を焼却するときに発生する高温の排ガスが持つエネルギーをボイラで回収し、発生させた蒸気でタービンを回して発電が行われている。しかし、施設規模が小さくなるにつれ中小規模（特に、100 t/日未満）の一般廃棄物処理施設（以下「中小廃棄物処理施設」という）では、余熱利用が行われなくなる施設が増える（図 1-1）。これは、現在の廃棄物発電の主流であるボイラ+蒸気タービン方式では、100 t/日未満の施設では発電効率が低下する課題があるためである。

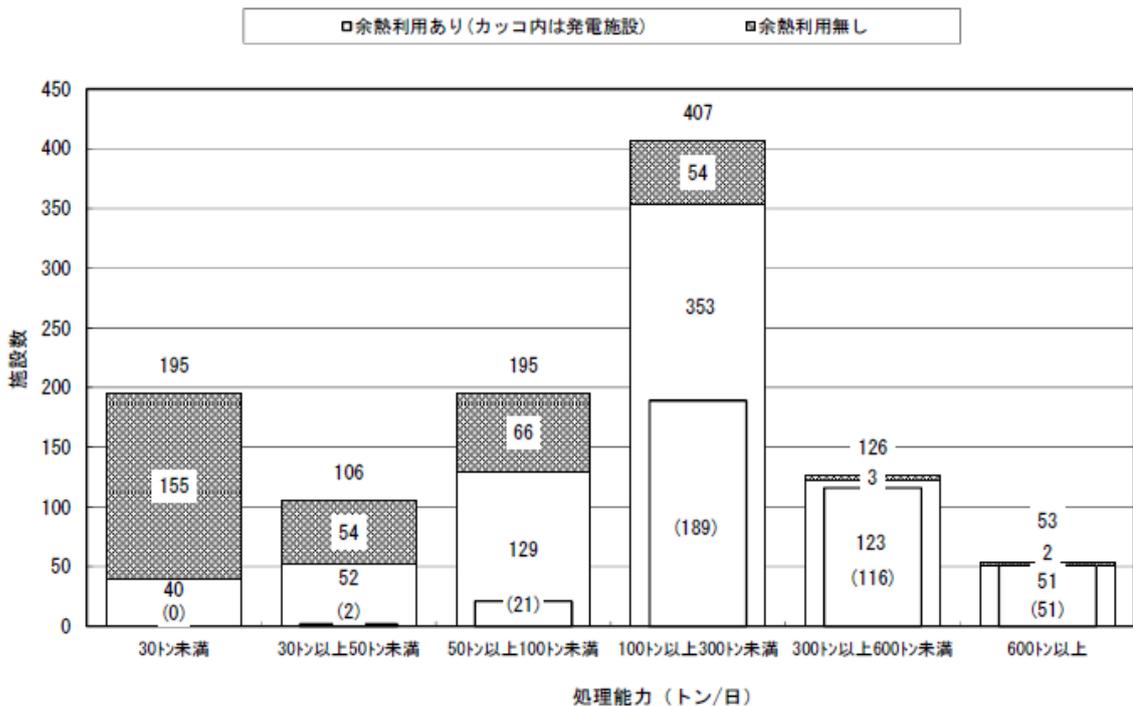


図 1-1 廃棄物処理能力別の余熱利用状況（平成 30 年度実績）

出典：日本の廃棄物処理 平成 30 年度版

表 1-1 に発電効率向上に係る技術的要素・施策を示す。蒸気を効率的に利用する技術の有望な一つに低温触媒脱硝があり、本業務はこれに着目したものである。

表 1-1 発電効率向上に係る技術的要素・施策

概要	具体的な技術
より多くの熱を蒸気として回収するための技術（熱回収能力の強化）	<ul style="list-style-type: none"> <li>・低温エコノマイザ</li> <li>・低空気比燃焼</li> </ul>
より多く蒸気を蒸気タービンへ供給するための技術・施策（蒸気の効率的利用）	<ul style="list-style-type: none"> <li>・低温触媒脱硝</li> <li>・高効率乾式排ガス処理</li> <li>・白煙防止条件の設定なし、あるいは白煙防止装置の運用停止</li> <li>・排水クローズドシステムの導入なし</li> </ul>
より効率良く電気に変換するための技術（蒸気タービンシステムの効率向上）	<ul style="list-style-type: none"> <li>・高温高圧ボイラ</li> <li>・抽気復水タービン</li> <li>・水冷式復水器</li> </ul>

出典：高効率ごみ発電施設整備マニュアル 平成 30 年 3 月改訂

## 1.2 業務の概要・目的

環境省では、2030 年度に温室効果ガス排出量を 2013 年度比で 26.0%減の水準にする目標を踏まえ、「廃棄物の減量その他その適正な処理に関する施策の総合的かつ計画的な推進を図るための基本的な方針」を平成 28 年 1 月 21 日に変更し、廃棄物エネルギー利用の観点での目標値を設定するとともに、エネルギー源としての廃棄物の有効利用、廃棄物エネルギーの地域での利活用等の取り組みを進めている。

しかしながら、中小廃棄物処理施設については、現時点では多くが発電設備を持たない焼却処理施設となっており、廃棄物エネルギーの有効活用（CO<sub>2</sub> 排出量削減）は十分に行われていない。このため、中小廃棄物処理施設での廃棄物エネルギーの有効活用に向けて、先導的な技術システム化等の導入が求められている。

本業務では、中小廃棄物処理施設における廃棄物エネルギーの有効活用と CO<sub>2</sub> 排出量削減を促進するため、排ガスを蒸気で加熱し 200℃程度で運転している脱硝システム（以下「従来式」という）を、脱硝触媒を改良することによって 150℃で運転できる脱硝システム（以下「提案式」という）に変更し、加熱に利用される分の蒸気を発電に利用できることを目指し、必要な評価・検証を行う。

### 1.2.1 従来式の脱硝システム

燃料の燃焼などで、空気中の窒素 (N<sub>2</sub>) と酸素 (O<sub>2</sub>) が高温で接触すると、窒素酸化物 (NO<sub>x</sub>) が生成し、光化学スモッグや酸性雨などの原因となる。このため、排出規制が設けられ、規制に対応するために各種技術が適用されている。窒素酸化物を低減する有効な技術の一つに、排ガスを脱硝触媒で処理する脱硝システムがある。

図 1-2 に、脱硝反応の概要を示す。窒素酸化物を、脱硝触媒上でアンモニア (NH<sub>3</sub>) と反応させて窒素と水 (H<sub>2</sub>O) に分解し無害化する。これにより、窒素酸化物の排出量を低減する。

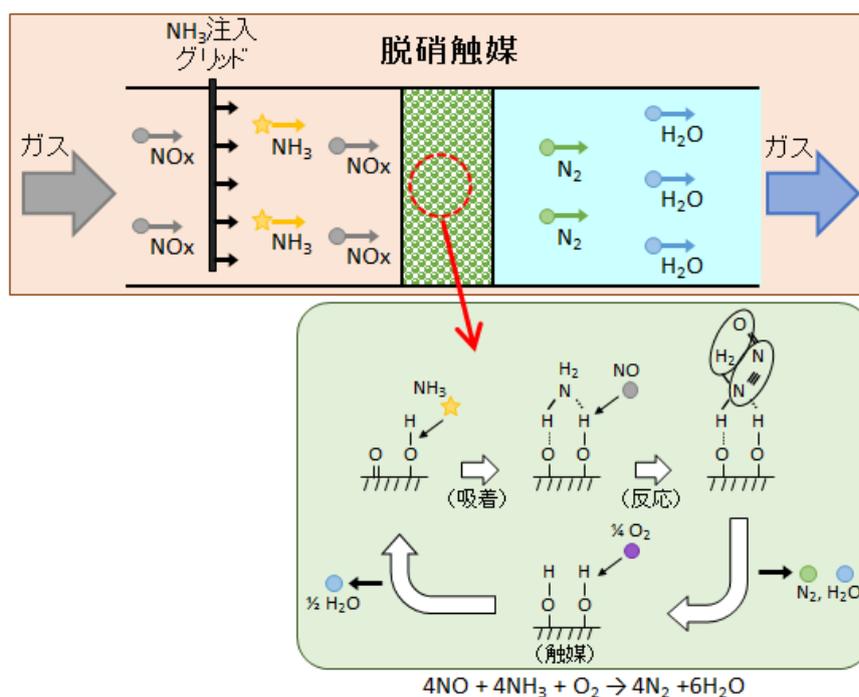


図 1-2 脱硝反応の概要

出典：当社ホームページ

この従来式の脱硝技術を当社は 1973 年から実用化し、廃棄物処理施設、火力発電プラント、船用の脱硝システムに約 670 基納入した実績がある。図 1-3 に、当社の脱硝システム納入例を示す。



火力発電プラント



船用脱硝システム搭載船

図 1-3 当社の脱硝システム納入例

出典：当社ホームページ

従来式の課題は、蒸気を排ガスの再加熱に使用し、発電量を増やすことが出来なかったことである。従来式では、排ガス中に含まれる硫黄酸化物が、脱硝触媒上で還元剤のアンモニアと反応し、硫安や酸性硫安が生成する。硫安により被毒すると触媒は性能低下を起こす。また、運転温度が下がると硫安の生成量は増加し、反応器腐食や触媒閉塞を起こす。更には圧力損失上昇を招き施設運転に支障が出る。これらのリスクは運転温度を高くすることで軽減できるが、排ガス再加熱用の熱源として高圧蒸気を用いるため、再加熱温度には上限がある。これらの諸条件により、脱硝反応塔は 200～220℃程度で運転されることが多い。

図 1-4 に、当社のハニカム型脱硝触媒の例を写真で示す。(a)は新品触媒、(b)は過去に各種ガス条件を検討した際に硫安が析出した触媒の写真である。析出した硫安により、触媒のセル（ガス流通部）を閉塞させている様子が分かる。このようになると圧力損失が上昇し、施設運転に支障が出る。また、硫安の析出が触媒上だけでなく、反応器の内壁にも広がると反応器の腐食を招く問題が生じる。

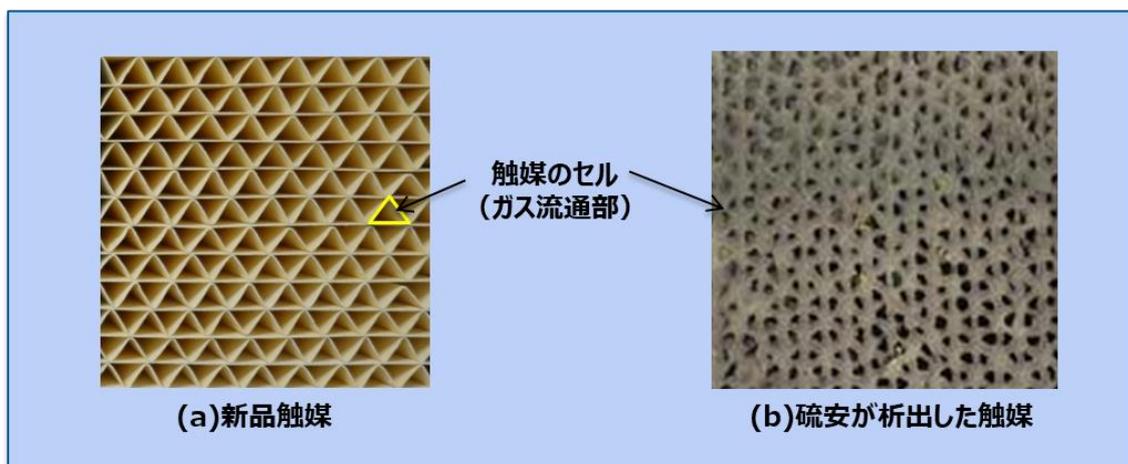


図 1-4 当社のハニカム型脱硝触媒の例

### 1.2.2 提案式の技術

提案式は、従来式と同様に触媒上で排ガス中の窒素酸化物を窒素と水に分解して無害化する。従来式の 200℃よりも低温の 150℃で運転する提案式を提供するため、従来式の触媒から新しい触媒に変更し、還元剤のアンモニアはアルコールに変更する。還元剤をアルコールとしたシステムでは、硫安や酸性硫安が生成せず、従来式で課題となった触媒閉塞や反応器の腐食は回避される。

図 1-5 に廃棄物処理施設のフロー図を示す。従来式では排ガスは、排ガス再加熱器で加熱された後、還元剤とともに、脱硝反応塔へ導入される。

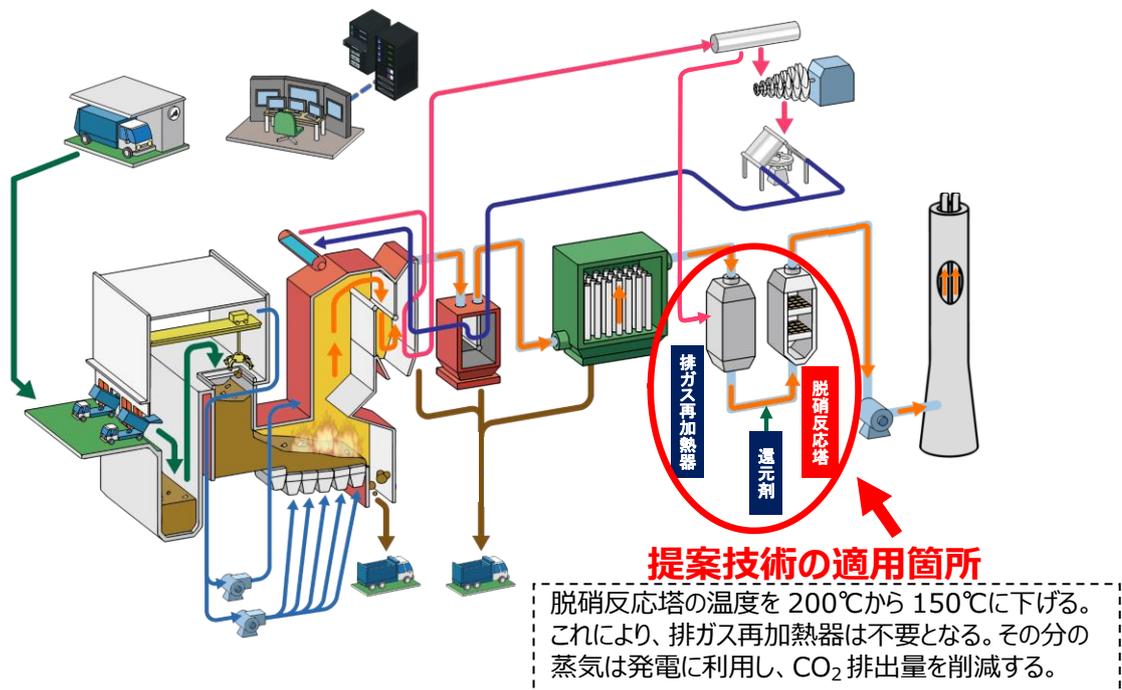


図 1-5 廃棄物処理施設のフロー図及び提案技術の適用箇所

提案式 (150℃) は、従来式 (200℃) より昇温を 50℃下げられる。これにより、50℃分の蒸気を発電に利用してエネルギーを創る。

下記に、提案式の利用例を示す。

①乾式排ガス処理、バグフィルタ後に脱硝反応塔がある場合

従来式は、乾式排ガス処理後に排ガス再加熱器で 150℃から 200℃へ昇温して運転している。提案式の採用により 150℃で運転し、排ガス再加熱器に使用していた蒸気量を削減し、発電に利用してエネルギーを創る。

②湿式排ガス処理、湿式洗煙塔後に脱硝反応塔がある場合

従来式は、湿式洗煙塔後の排ガスを約 60℃から 200℃に昇温して運転している。提案式の採用により、150℃に昇温することで運転が可能となり、昇温幅を 140℃から 90℃に低減する。これにより、排ガス再加熱器に使用していた蒸気量を削減し、発電に利用してエネルギーを創る。

### 1.3 業務の実施体制

本業務は、環境省から委託を受け、日立造船株式会社が実施主体となり、システムの評価・検証を行った。実証試験場所は、田村広域行政組合の田村西部環境センターに御提供頂いた。

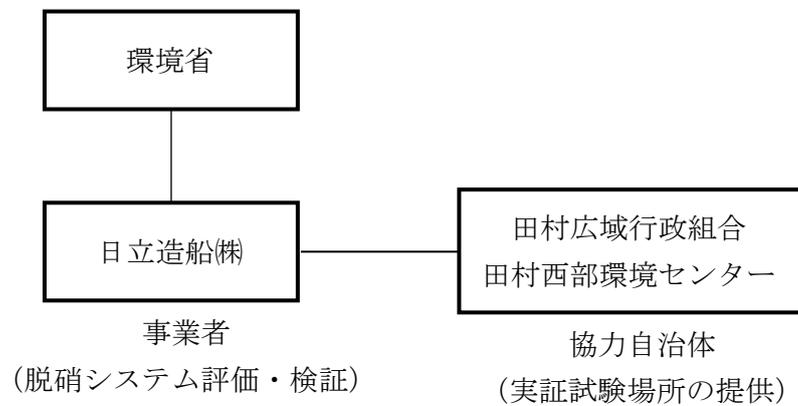


図 1-6 業務の実施体制

### 1.4 田村西部環境センターの概要

図 1-7 に田村西部環境センターの概要と外観を示す。

所在地：福島県田村郡三春町大字富沢細内 1 番地

ごみ焼却炉処理能力：40 t/日



図 1-7 田村西部環境センター外観

出典：田村広域行政組合ホームページ

## 1.5 目標設定

令和2年度の目標設定にあたっては、評価委員会から頂いたコメントを反映した。表1-2に令和2年3月末の現状と令和2年度末(令和3年3月末)の目標を示す。

表 1-2 本業務の目標

	項目	現状(令和2年3月末)	最終目標(令和3年3月末)
0	全体目標	150℃での脱硝システムについて、CO <sub>2</sub> 削減効果を試算済み。	<ul style="list-style-type: none"> <li>150℃での脱硝システムを確立する。</li> <li>排ガスを用いて、脱硝性能が出ることを実証する。</li> </ul>
1	試験装置の設計と設置	試験装置は、田村西部環境センターに設置することが決定している。	装置は、以下に示すとおりとする。 <ul style="list-style-type: none"> <li>煙道から 600 Nm<sup>3</sup>/h 以上の排ガスを抜き出し、触媒に通気することができること。</li> <li>還元剤を供給できること。</li> <li>再生試験のために 300℃以上に加熱できること。</li> </ul>
2	性能・再生評価	モル比4で脱硝率60% モル比2で脱硝率40% 300℃加熱再生後の性能は、初期性能に比べて性能の相対値が0.72-0.96となった。	<ul style="list-style-type: none"> <li>モル比2で脱硝率60%を目指す。</li> <li>再生条件を確認する。</li> </ul>
3	触媒製造	0.45 m幅の触媒を製造可能なことを確認済み。	量産設備で1 m幅の触媒を製造できる。
4	実証試験	元年度に、排ガスでの晒し試験を実施済み。	<ul style="list-style-type: none"> <li>触媒への付着物を確認する。</li> <li>再生後の性能を評価する。</li> </ul>
5	副生成物とダイオキシン類の確認	アルデヒド、COは、モル比が高くなるほど多くなった。 ダイオキシン類は未確認。	実証試験装置で、性能評価と再生試験の実施中に、規制対象成分が規制値以下であることを確認する。
6	コスト、CO <sub>2</sub> 削減効果の評価・検証	単純焼却、従来式と提案式を比較して、試算を行った。	提案式の利用例2通り(乾式排ガス処理後、湿式排ガス処理後)について、コスト、CO <sub>2</sub> 削減効果の試算ができています。

## 1.6 業務スケジュール

本業務のスケジュールを表 1-3 に示す。本業務は 2 カ年で計画を進め、令和 2 年度は、廃棄物処理施設の排ガスを用いて 150℃での脱硝性能を実証し、その実証試験結果からエネルギー起源 CO<sub>2</sub> の削減効果を試算により有効性を評価し、提案式システム全体の検証を行った。

表 1-3 業務スケジュール

令和 2 年度	4 月～9 月	実証試験に向けた課題の対応
	6 月～9 月	触媒製造
	10 月～12 月	量産設備での製造確認
	4 月～7 月	令和 2 年度試験装置の設計・製作・設置
	8 月～1 月	令和 2 年度試験装置試運転、実証試験（2 回実施）
	8 月、12 月	検討委員会の開催
	1 月	令和元年度及び令和 2 年度試験装置撤去
	2 月	成果報告（案）の提出、評価検討会での報告
	3 月	成果報告書の提出

## 2. 業務実施状況

### 2.1 令和2年度試験装置の設計と設置

図 2-1 に田村西部環境センターに設置した令和2年度試験装置の概略図を示す。主煙道から  $600 \text{ Nm}^3/\text{h}$  以上の排ガスを抜き出し、アルコール供給ユニットから還元剤アルコールを導入し、触媒に通気した。その後、同じ主煙道へ戻すよう設計、設置した。

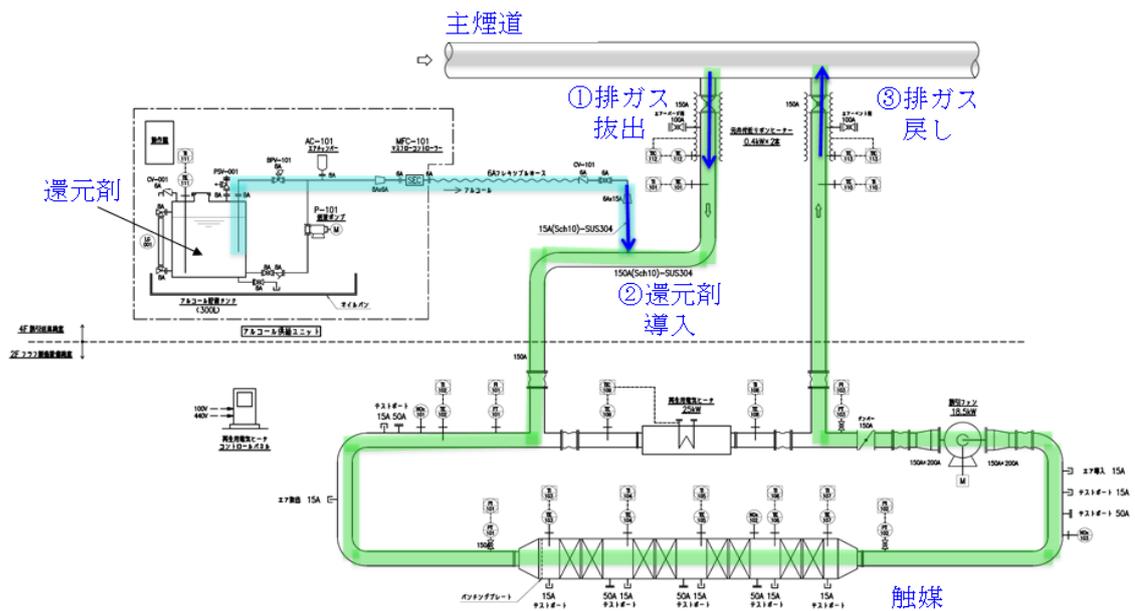


図 2-1 令和2年度試験装置の概略図

図 2-2 に部材搬入の様子を示す。



図 2-2 部材搬入（上：アルコール供給ユニット、下：触媒）

図 2-3 に設置工事の様子を示す。



図 2-3 設置工事（上：制御盤、下：反応器）

図 2-4 に保温工事の様子を示す。



図 2-4 保温工事

図 2-5 に、令和 2 年度試験装置の設置場所と設置状況を示す。田村西部環境センターの 4 階にアルコール供給ユニット、2 階に流量、温度管理を行うための制御盤、反応器を設置させて頂いた。

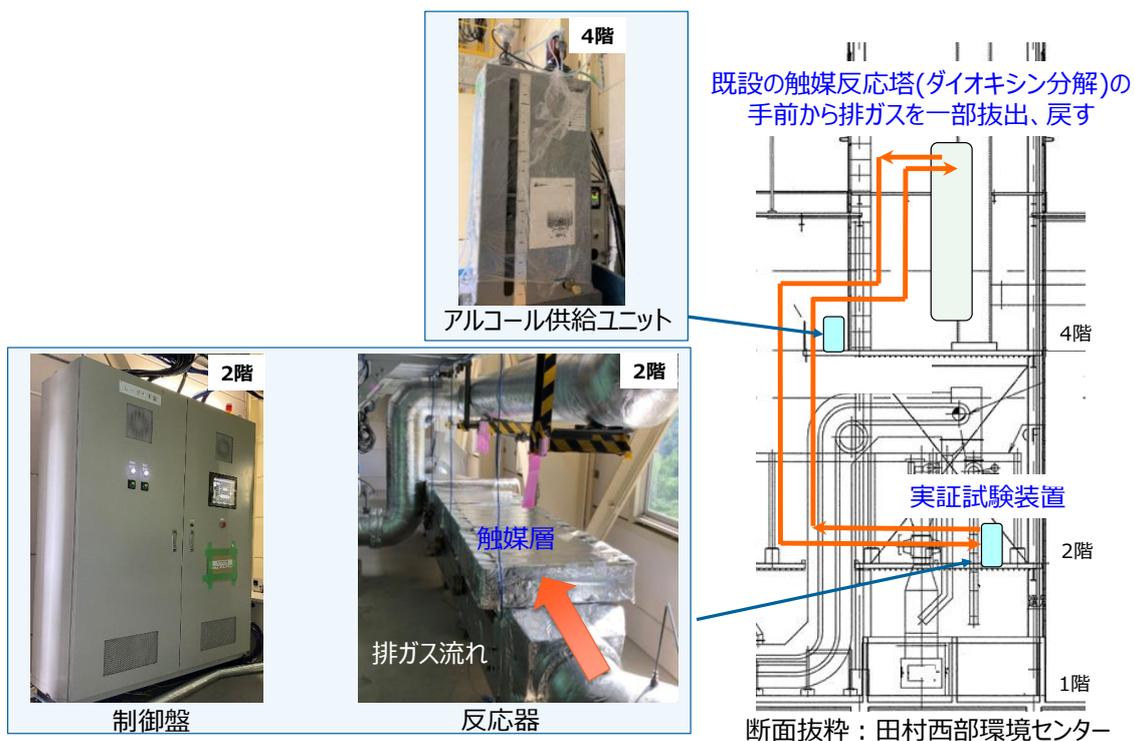


図 2-5 令和 2 年度試験装置の設置場所と設置状況

## 2.2 性能・再生評価

実証試験用触媒の選定手順を図 2-6 に示す。研究所で触媒を調製し、触媒組成や触媒量を変えた性能評価を行った。その後、田村西部環境センターで排ガスをを用いた触媒の晒し試験を行い、研究所に持ち帰り、晒し試験後の性能評価、再生評価、付着物確認を行った。この工程を繰り返し、実証試験で用いる触媒組成を選定した。

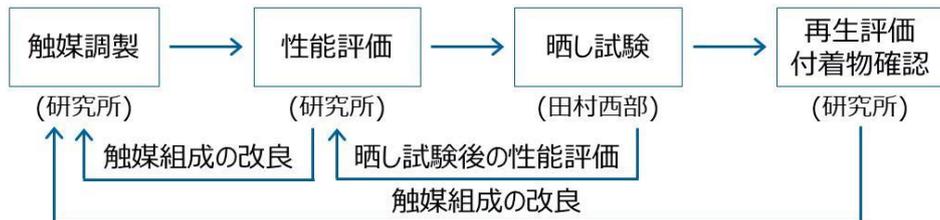


図 2-6 実証試験用触媒の選定手順

晒し試験に用いた試験装置を図 2-7 に示す。この試験装置は、令和元年度に設置したものである。

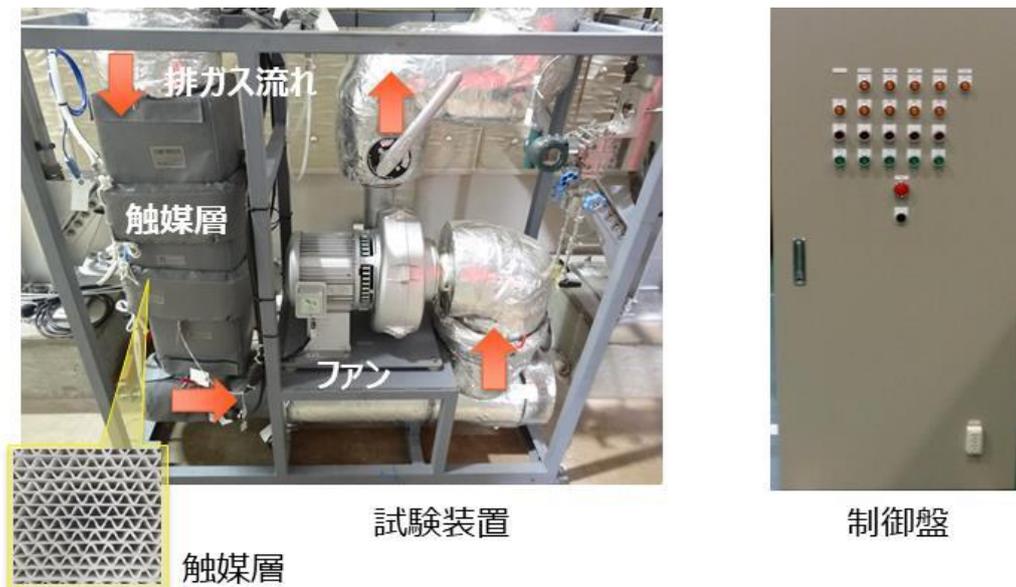


図 2-7 令和元年度に設置した試験装置及び制御盤

## 2.2.1 研究所での性能評価

表 2-1 に研究所での性能評価条件を示す。廃棄物処理施設の標準的な条件を用いた。

表 2-1 性能評価条件

温度	[°C]	150
N <sub>2</sub> 濃度	[vol%-wet]	Balance
O <sub>2</sub> 濃度	[vol%-dry]	10
水分	[vol%-wet]	22
NO <sub>x</sub> 濃度 <sup>1)</sup>	[vol ppm-dry]	153
AV	[Nm/h]	6.0

1) 酸素濃度 12%換算

図 2-8 に、研究所の性能評価装置の模式図を示す。反応器内に触媒を設置し、続いて、性能評価条件のガス組成となるように、空気、N<sub>2</sub>、一酸化窒素(NO)を混合し蒸発器へ導入した。また、水とアルコールは混合して、所定の水分、モル比になるように、ポンプにて蒸発器に導入した。蒸発器にて水とアルコールが蒸発することにより全てのガスを混合し、反応器に導入した。反応器の入口と出口のNO<sub>x</sub>濃度をNO<sub>x</sub>計にて測定した。

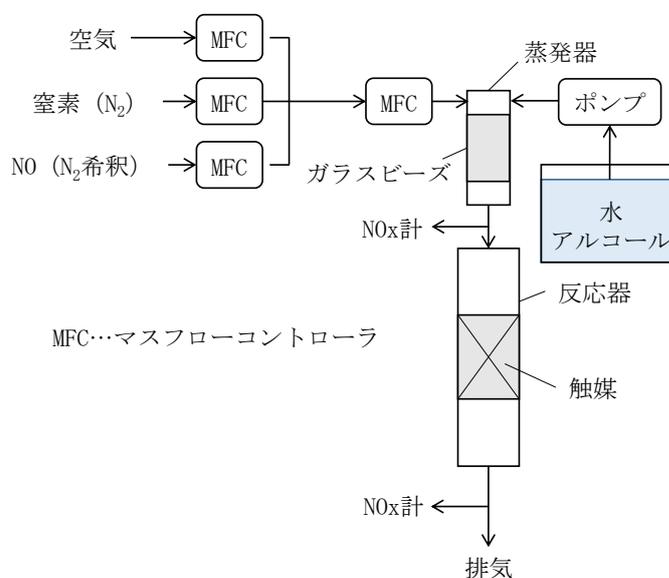


図 2-8 性能評価装置の模式図

NOx 計は、**図 2-9** に示すヤナコテクニカルサイエンス株式会社製の ECL-88A0 Lite を使用した。



**図 2-9 NOx 計の写真**

出典：ヤナコテクニカルサイエンス株式会社のホームページ

触媒の性能を示す脱硝率は、反応器の入口、出口の NOx 濃度から、**式(1)**にて算出した。

$$\text{脱硝率 [\%]} = \frac{(\text{反応器入口の NOx 濃度} - \text{反応器出口の NOx 濃度})}{\text{反応器入口の NOx 濃度}} \times 100 \quad \text{式(1)}$$

実証試験は 2 回行った。1 回目は**図 2-6**（実証試験用触媒の選定手順）で選定した触媒、2 回目は 1 回目と同じ組成で製造方法を改良しコスト低減させた触媒を用いた。

**【1 回目実証試験の触媒組成選定】**

組成を変えた触媒を約 50 種調製し、**図 2-6**（実証試験用触媒の選定手順）を繰り返し行い、組成を選定した。性能評価は、モル比を変えて行った。**表 2-2** に候補とした組成の性能評価結果を示す。この結果から、1 回目実証試験の触媒は、組成 G とした。

**表 2-2 性能評価結果**

組成	初期脱硝率 [%]		晒し後脱硝率 [%]		晒し後/初期	
	還元剤/NOx モル比		還元剤/NOx モル比		還元剤/NOx モル比	
	4	2	4	2	4	2
G	47	21	36	14	0.76	0.67
H	49	25	29	7	0.58	0.26

## 【2回目実証試験の触媒組成選定】

1回目実証試験で用いた組成 G について、コスト低減のために製造方法を改良した。改良前後の触媒を用いた性能評価結果を表 2-3 に示す。晒し試験の結果からも製造方法の改良による性能への影響はなかったため、改良後の方法で製造した触媒を2回目実証試験用の触媒とした。

表 2-3 性能評価結果

製造方法	初期脱硝率 [%]	
	還元剤/NO <sub>x</sub> モル比	
	4	2
改良前	47	21
改良後	50	25

### 2.2.2 再生評価

晒し試験を行った触媒について、加熱再生による性能の変化を研究所にて確認した。性能評価は、表 2-1 の条件にて行った。

加熱再生の方法は、触媒を空気流通下で室温から 5°C/min. で所定温度まで昇温し、3時間保持後、室温まで降温した。

また、加熱再生前後に付着物の量に差があるか、蛍光 X 線分析装置を用いて表 2-4 の条件で測定した。付着物の量は、塩素成分 (Cl) に着目して分析した。塩素に着目した理由は、これまで当社で実施してきた模擬ガスによる劣化検討から、従来式の触媒で性能劣化を引き起こす硫酸化物には、提案式の触媒は耐性があり、一方で塩化水素 (HCl) は劣化要因となったためである。

表 2-4 Cl の分析条件

励起電圧 [kV]	15
管電流 [ $\mu$ A]	150
フィルター	Cl 用
雰囲気	真空

蛍光 X 線分析装置は、図 2-10 に示す株式会社日立ハイテクサイエンス製の SEA1200VX を使用した。



図 2-10 蛍光 X 線分析装置の写真

出典：株式会社日立ハイテクサイエンスのホームページ

図 2-11、表 2-5 に再生評価結果を示す。

図 2-11 に、加熱再生の温度と性能相対値の関係を示す。性能相対値とは、新品触媒の脱硝率に対する加熱再生後の触媒の脱硝率の相対値であり、1 に近いほど、再生品の性能が初期性能同等に回復していることを示す。図から加熱温度は、300℃が最適であった。

表 2-5 の  $\Delta$ C1 量は、晒し品が加熱再生後に、どの程度 C1 量が減ったかを示している。加熱再生が 250℃で 0.23 wt%、300℃で 0.33 wt%、400℃で 0.84 wt%と温度が上がるほど、 $\Delta$ C1 量は増加し触媒上に残存する C1 量は減少した。300℃まで温度が上がるにつれて性能が回復するのは C1 等の付着物の脱離が促進されたためと考えられる。一方、300℃を超えると性能が低下するのは、触媒の担持金属状態が変化しているためと推察した。

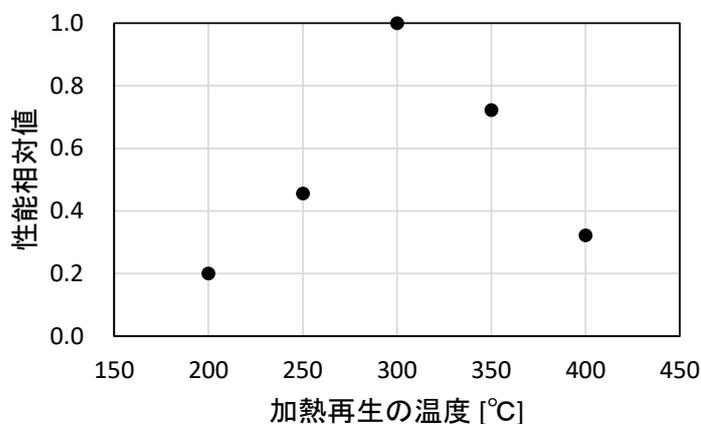


図 2-11 加熱再生の温度と性能相対値の関係

(性能相対値 = 加熱再生後の触媒の脱硝率 / 新品触媒の脱硝率)

表 2-5 加熱再生の温度と C1 減少量

加熱再生の温度 [°C]	$\Delta$ C1 [wt%] 晒し品-加熱品
250	0.23
300	0.33
400	0.84

## 2.3 触媒製造

### 2.3.1 実証試験用触媒の製造

実証試験用に 2.2.1 で選定した組成の触媒を製造した。触媒の原料となるスラリーは、所定量の金属塩を溶解させた溶液に、ゼオライトと無機バインダーを入れて、混合した。これを基材であるガラス繊維ペーパーに塗布し、均一に塗り広げ、乾燥後焼成して、触媒とした。

図 2-12 には触媒スラリーを混合した状況を、図 2-13 には触媒スラリーをガラス繊維ペーパーに塗布した状況を示す。



図 2-12 触媒スラリーを混合した状況



図 2-13 触媒スラリーをガラス繊維ペーパーに塗布した状況

### 2.3.2 量産設備での製造

当社の脱硝触媒製造設備（幅 1 m の触媒が製造可能）にて、従来式同等の方法で製造可能であるか確認した。図 2-14 に従来式触媒の製造工程を示す。①触媒スラリーを調製した後、1 m 幅の基材に②触媒スラリーを塗布し、③乾燥、④波付けした。その後、必要な⑤サイズに調整し、⑥焼成を行った。波付けした触媒と平板状の触媒を交互に⑦積層し、触媒⑧ケースに充填し、⑨脱硝触媒を得た。図 2-15～18 にそれぞれ乾燥品、平板品、波付け品、積層品の様子を示す。

この結果から、従来式と同等の方法で量産製造が可能であると分かった。

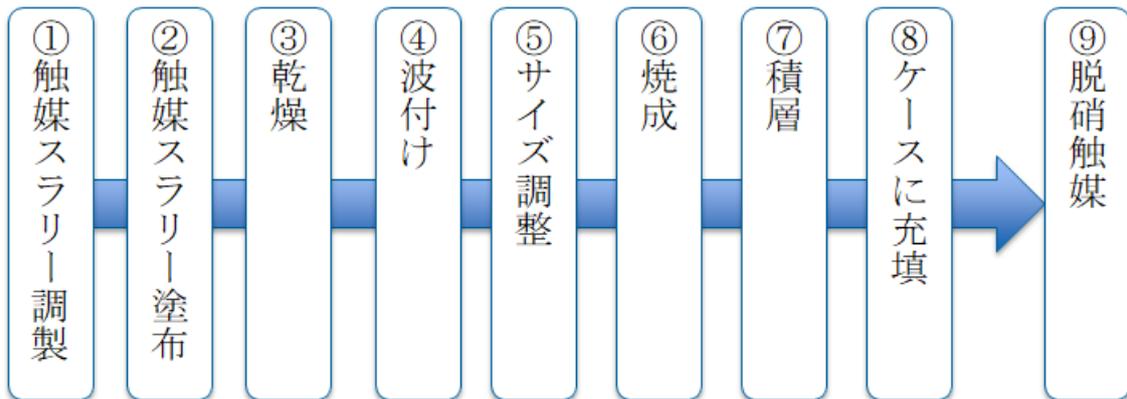


図 2-14 触媒製造工程

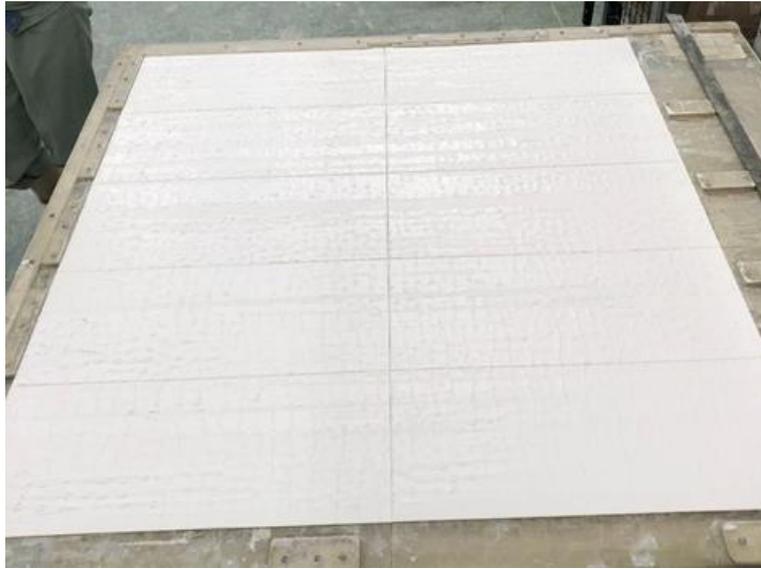


图 2-15 干燥品



图 2-16 平板品

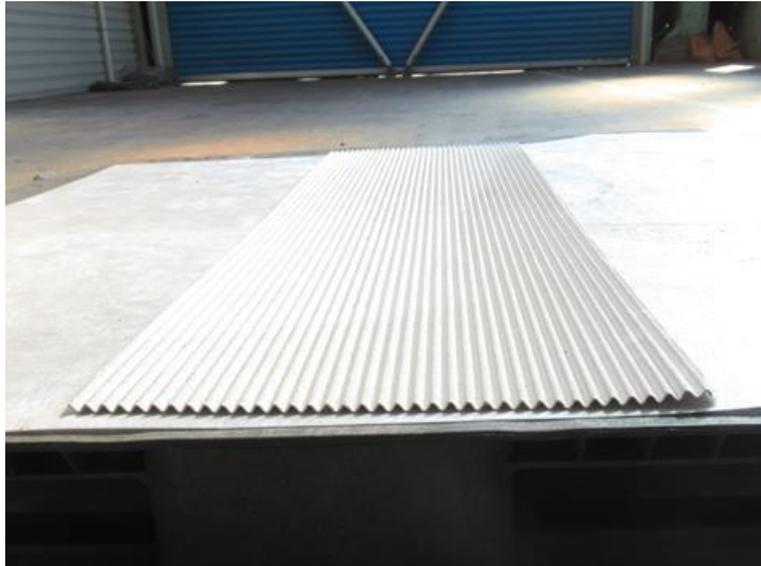


图 2-17 波付け品

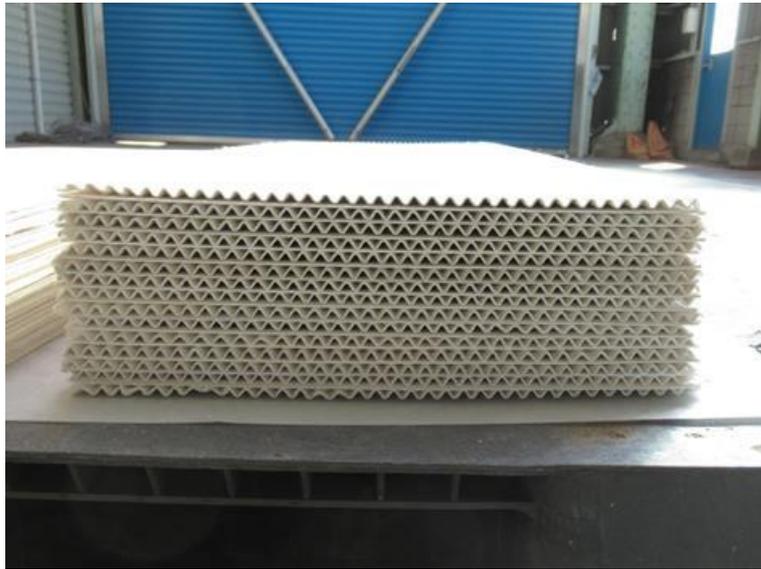


图 2-18 積層品

## 2.4 実証試験

実証試験は、令和2年8月～令和3年1月の間に実施した。

### 2.4.1 試験条件の確認

実証試験時のガス流量は 650 Nm<sup>3</sup>/h、触媒層の温度は 150℃であった。表 2-6 に、性能評価時に触媒層手前で行ったガス分析結果を示す。

表 2-6 ガス分析結果

測定項目	濃度
水分 [vol%-wet]	24
O <sub>2</sub> 濃度 [vol%-dry]	10
ばいじん濃度 <sup>1)</sup> [g/m <sup>3</sup> ]	0.001 未満
NO <sub>x</sub> 濃度 <sup>1)</sup> [vol ppm-dry]	110
SO <sub>x</sub> 濃度 [vol ppm-dry]	2.6
CO濃度 <sup>1)</sup> [vol ppm-dry]	9 未満
HCl濃度 <sup>1)</sup> [mg/m <sup>3</sup> -dry]	30

1) 酸素濃度 12%換算

### 2.4.2 性能評価

性能評価では、各モル比での脱硝率の経時変化、脱硝率と面積速度 AV の関係を確認した。

1 回目実証試験では、2.2.1 で触媒組成を決定し、2.3.1 で製造した触媒を用いて確認した。その結果、いずれのモル比も目標脱硝率の 60%を満足した。しかし、経時的な性能低下が確認された。性能低下の原因として、排ガス中の塩化水素 (HCl) の影響が考えられたため、2 回目実証試験では、HCl 濃度を 30 mg/m<sup>3</sup>-dry から 18 mg/m<sup>3</sup>-dry に低減して性能を確認した。

2 回目実証試験の結果を図 2-19 に示す。モル比 4 で脱硝率 50%であった。また、300 時間程度の連続運転で性能はほとんど変わらずに推移した。

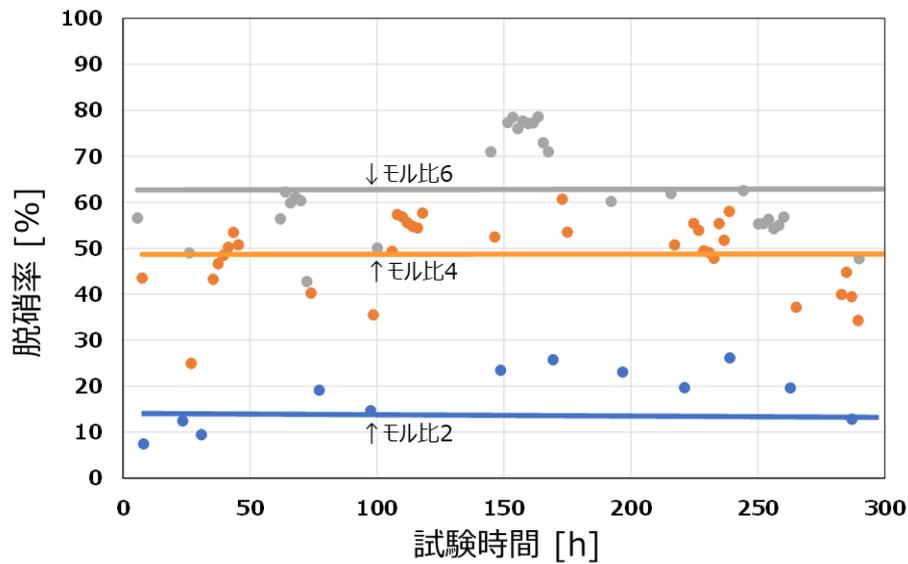


図 2-19 各モル比での脱硝率の経時変化

脱硝率と面積速度 AV の関係について確認した結果を図 2-20 に示す。目標の脱硝率 60%に必要な触媒量はモル比 4 の時、AV 2.2 Nm/h となった。

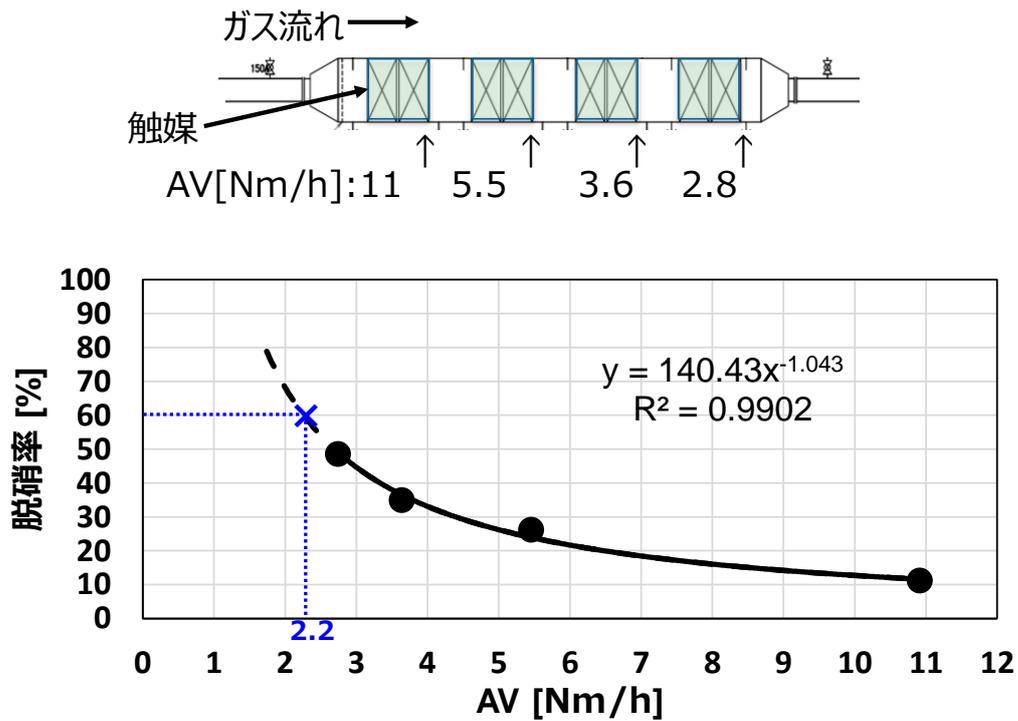


図 2-20 脱硝率と面積速度 AV の関係

### 2.4.3 再生試験

触媒の再生試験は、図 2-21 に示すように、加熱した空気（400 Nm<sup>3</sup>/h）を循環させて行った。加熱は、2.2.2 再生評価で決定した 300℃で行った。

1 回目実証試験の再生試験は、室温から 300℃まで 4 時間で昇温（以下、昇温時）、その後 300℃（298～320℃）を 5 時間保持することで行った。その後、実証試験装置で、性能評価を行ったところ、初期性能の 7 割程度まで回復したことが分かった。再生試験時のガス分析結果から、300℃保持の 3 時間後にも HCl が 371 mg/m<sup>3</sup> 検出されていたため、降温時に再び HCl が触媒に付着し、初期同等まで性能が回復しなかったと推察した。

そこで、2 回目実証試験の再生試験は、300℃の保持時間を延ばした。その結果、循環ガス中の HCl 濃度は 65 mg/m<sup>3</sup> となり、性能は初期同等まで回復した。

実機では、再生時間の延長ではなく、循環ガスの置換量を増やすなどの方法で HCl 濃度を低減させる運転が可能となる。

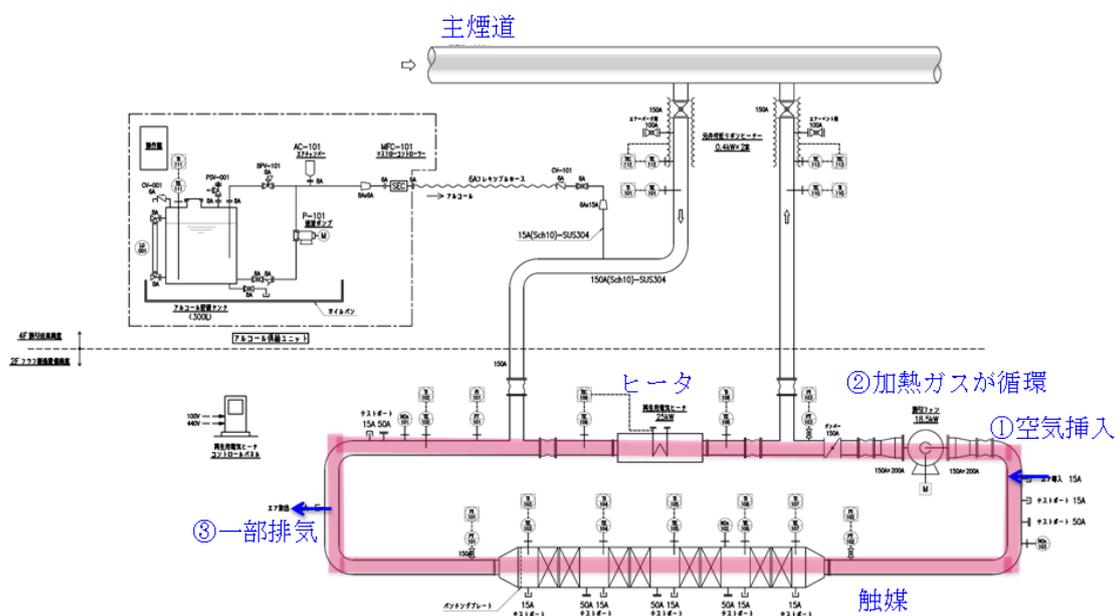


図 2-21 再生試験時のガス流れ

また、再生試験を繰り返した場合に、性能が同等程度まで回復することも確認した。元年度試験装置を用いて晒し試験を行い、その後、研究所で再生試験を行った。晒し試験は 3 回繰り返して行い、3 回とも再生後の性能は同等となった。繰り返し再生による性能低下は起こらないと結論づけた。

#### 2.4.4 副生成物とダイオキシン類の分析

性能評価時、再生試験時に触媒入口、出口のアルコール、アルデヒド、CO、ダイオキシン類の濃度を分析した。各地域での規制値と性能評価時のアルコール、アルデヒド、COの分析結果を表2-7に示す。触媒出口のアルコールは規制値以下、COは規制値に近い値となり、アルデヒドは規制値を上回った。

表 2-7 副生成物の規制値と実測値

項目		ガス濃度		
		アルコール [mg/m <sup>3</sup> ]	アルデヒド [mg/m <sup>3</sup> ]	CO [ppm]
規制値	東京都	800 <sup>1),2)</sup>	70 <sup>1)</sup>	30 <sup>4)</sup>
	大阪府	なし	51.5 <sup>3)</sup>	
	田村西部環境センター	なし	なし	
分析値 (性能評価時 <sup>5)</sup> )	触媒入口	914	<0.4	<9
	触媒出口	643	71	26

- 1) 出典「都民の健康と安全を確保する環境に関する条例」(環境確保条例)、第六十八条、別表第七
- 2) メタノール、イソアミルアルコール、イソプロピルアルコール、アセトン、メチルエチルケトン、メチルイソブチルケトン、ベンゼン、トルエン、キシレン、トリクロロエチレン、テトラクロロエチレン、酢酸メチル、酢酸エチル、酢酸ブチル、ヘキサンの合計
- 3) 出典「大阪府生活環境の保全等に関する条例施行規則」、第七条、別表第五、付表第一を元に、東淀工場の条件で計算した濃度
- 4) 出典「ごみ処理に係るダイオキシン類発生防止等ガイドライン」
- 5) 性能評価開始から約 50 h の時

また、触媒出口のアルコール、CO、アルデヒドの濃度低減のために、酸化触媒を設置し、その効果を別途確認した。市販の酸化触媒を数種類入手し、研究所でCOの酸化試験を行った。その結果から、酸化性能が良好であった触媒を2回目実証試験の際に、脱硝触媒の後段に設置した。CO濃度の低減は確認できたが、試験開始から数時間でその効果が見られなくなった。排ガス中に含まれるHCl、硫黄などの被毒物質が酸化触媒に付着したためと推察される。アルコール、CO、アルデヒドの濃度低減のためには、脱硝

触媒の活性向上、モル比の低減が必要である。

ダイオキシン類の分析結果は、表 2-8 に示すとおり規制値以下であった。触媒入口よりも触媒出口の濃度が約 1/40 まで低減されていた。この要因として、触媒への付着、あるいは触媒上での分解が考えられた。そこで、試験後の触媒について、ダイオキシン類の付着量を分析した。その結果、付着量は触媒入口と出口のダイオキシン類の濃度差から算出された量の 0.7%であった。さらに、再生試験時に検出されたダイオキシン類の脱離量は 0.1%未満であった。このことから、触媒入口と出口の濃度差の要因は、触媒上でダイオキシン類が分解されたことによると結論づけた。

再生時には、ガスを循環利用しているため、2 炉併設の施設では 1 炉を再生中にもう 1 炉の運転中の排ガス処理設備の上流に少しずつ希釈して排気すると、規制値以下にて運転できる。

表 2-8 ダイオキシン類の規制値と実測値

項目		ダイオキシン類 [ng-TEQ/m <sup>3</sup> ]
規制値		0.1 <sup>1)</sup>
分析値 (性能評価時 <sup>2)</sup> )	触媒入口	0.33
	触媒出口	0.0078

- 1) 「ダイオキシン類対策特別措置法に基づく基準等」、施設規模 4 t/h 以上、新施設基準値
- 2) 性能評価開始から約 50 h の時

#### 2.4.5 付着物の確認

触媒の性能低下要因として、C1 の付着以外にアルコール由来の炭素成分の付着が考えられたため、実証試験後触媒の分析を実施した。結果を表 2-9 に示す。表に示すとおり、試験後に炭素成分の増加は確認できなかった。そのため、触媒の性能低下の要因は炭素成分の付着によるものではないといえる。

表 2-9 炭素成分の分析結果

触媒	全炭素量 [wt%]
新品	<0.1
試験後_上流	<0.1
試験後_中流	<0.1
試験後_下流	<0.1

## 2.5 検討委員会の開催

本業務の円滑な実施のため、検討委員会を設置し、業務実施期間内に2回開催した。事業者主体にて、委員の招へい、会議の設定、会議資料の作成・事前配布、会議の開催・運営、議事録の作成、その他検討委員会の開催に必要な事務を実施した。各回の委員会の詳細については、以下のとおりである。なお、コロナ禍であったため、会議はオンラインでの開催となった。

### 第1回検討委員会

日 時：令和2年8月28日（金）10：30～12：00

場 所：オンライン会議

参加者：表2-10のとおり

内 容：①事業の概要及び進捗説明

②意見交換（実証試験の方法及び課題等について）

提案・助言：試算条件に幅を持たせた方が良いこと、脱硝反応や再生方法について御助言頂いた。

表2-10 第1回検討委員会参加者(順不同)

委員	(一財)日本環境衛生センター 東日本支局 環境事業本部 環境事業第三部 部長		藤原 周史 先生
	東京工業大学 環境・社会理工学院 融合理工学系 地球環境共創コース 准教授		高橋 史武 先生
	アイシーラボ (工業触媒コンサルタント) 代表		室井 高城 先生
オブザーバー	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 嘉彦 様
		環境再生・資源循環局 廃棄物適正処理推進課	村上 栄司 様
実施者	日立造船(株)	事業企画・技術開発本部 技術研究所 所長	北側 彰一
		環境事業本部 環境技術推進部 部長	田中 朝都
		環境事業本部 グローバル事業統括部 部長付	臼谷 彰浩
		機械事業本部 船用機器・脱硝ビジネスユニット 脱硝技術部 部長	日数谷 進
		事業企画・技術開発本部 技術研究所 基盤技術研究センター 化学グループ長	庄野 恵美

第2回検討委員会

日 時：令和2年12月1日（火）10：30～11：30

場 所：オンライン会議

参加者：表2-11のとおり

内 容：①実証試験の進捗説明

②意見交換

提案・助言：性能低下の要因、性能向上や、ダイオキシン類分解について御助言頂いた。

表2-11 第2回検討委員会参加者(順不同)

委員	(一財)日本環境衛生センター 東日本支局 環境事業本部 環境事業第三部 部長		藤原 周史 先生
	東京工業大学 環境・社会理工学院 融合理工学系 地球環境共創コース 准教授		高橋 史武 先生
	アイシーラボ (工業触媒コンサルタント) 代表		室井 高城 先生
オブザーバー	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 嘉彦 様
		環境再生・資源循環局 廃棄物適正処理推進課	村上 栄司 様
実施者	日立造船(株)	事業企画・技術開発本部 技術研究所 所長	北側 彰一
		環境事業本部 環境技術推進部 部長	田中 朝都
		環境事業本部 グローバル事業統括部 部長付	白谷 彰浩
		機械事業本部 船用機器・脱硝ビジネスユニット 脱硝技術部 部長	日数谷 進
		事業企画・技術開発本部 技術研究所 基盤技術研究センター 化学グループ長	庄野 恵美

## 2.6 令和2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 審査等委員会への出席

環境省が実施する「令和2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 審査等委員会」へ出席し、業務報告を行った。

日時：令和3年1月15日（金）16：10～16：35

場所：オンライン会議

内容：本事業内容についての審査等委員会への業務報告

## 2.7 撤去工事

実証試験終了後に、令和元年度と令和2年度に設置した試験装置を撤去し、設置前の状態に復旧した。工事は、令和3年1月～2月に行った。撤去作業前後の状態を図2-22～26に示す。



図 2-22 撤去工事前（令和元年度試験装置）



図 2-23 撤去工事前（令和元年度試験装置の制御盤）



図 2-24 撤去工事後（令和元年度試験装置）



图 2-25 撤去工事前（令和 2 年度試験装置）



图 2-26 撤去工事後（令和 2 年度試験装置）

### 3. コスト、CO<sub>2</sub>削減効果の評価・検証

単純焼却、従来式、提案式の3方式についてCO<sub>2</sub>発生量を試算した。従来式に対する提案式のコストを試算し、CO<sub>2</sub>削減効果の評価・検証した。

#### 3.1 試算の前提条件と試算条件の設定

##### 3.1.1 前提条件：単純焼却

単純焼却はボイラ、蒸気タービン発電機がなく、エネルギー回収を行わない方式とした。図3-1に単純焼却のフロー図を示す。

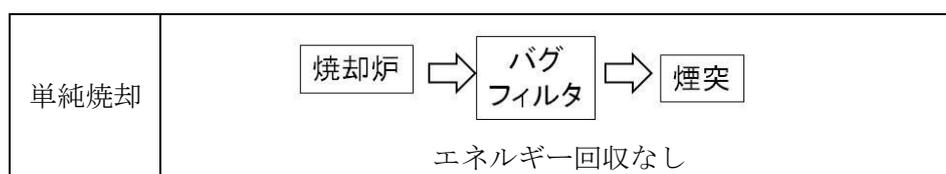


図3-1 単純焼却のフロー図

##### 3.1.2 前提条件：従来式と提案式

従来式と提案式は、ボイラ、蒸気タービン発電機があり、エネルギー回収を行い、かつ脱硝システムを有する方式とした。

提案式(150℃)は、従来式(200℃)より昇温を50℃下げられる。つまり、その分の蒸気を発電に利用する方式である。なお、従来式では触媒の再生を行わない前提であり、提案式では触媒の再生を行う。

図3-2、図3-3に廃棄物処理施設で利用される2通り(乾式排ガス処理、湿式排ガス処理)のフロー図を示す。

図3-2には、従来式と提案式の乾式排ガス処理のフロー図を示す。従来式の乾式排ガス処理では、焼却炉、ボイラ、バグフィルタ、排ガス再加熱器の後に脱硝反応塔がある。バグフィルタから出た150℃の排ガスを排ガス再加熱器で200℃に昇温し、脱硝反応塔で使用する。対して提案式では、バグフィルタから出た150℃の排ガスを昇温せず、そのまま脱硝反応塔で使用できるため、排ガス再加熱器が必要ない。このように、排ガス再加熱器に使用していた蒸気を発電に利用し、エネルギー起源CO<sub>2</sub>の排出量を削減する。

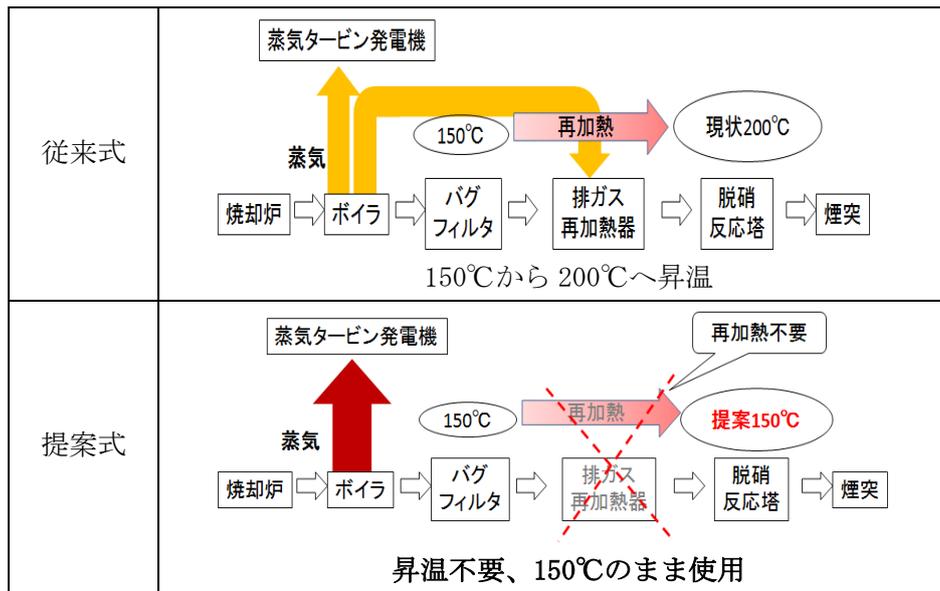


図 3-2 乾式排ガス処理のフロー図

図 3-3 には、従来式と提案式の湿式排ガス処理のフロー図を示す。従来式の湿式排ガス処理では、焼却炉、ボイラ、バグフィルタ、湿式洗煙、排ガス再加熱器の後に脱硝反応塔がある。湿式洗煙から出た約 60°Cの排ガスを排ガス再加熱器で 200°Cに昇温し、脱硝反応塔で使用する。対して提案式では、排ガス再加熱器で約 60°Cから 150°Cへ昇温するだけでよく、昇温幅を 140°Cから 90°Cに低減し、エネルギー使用量を削減する。

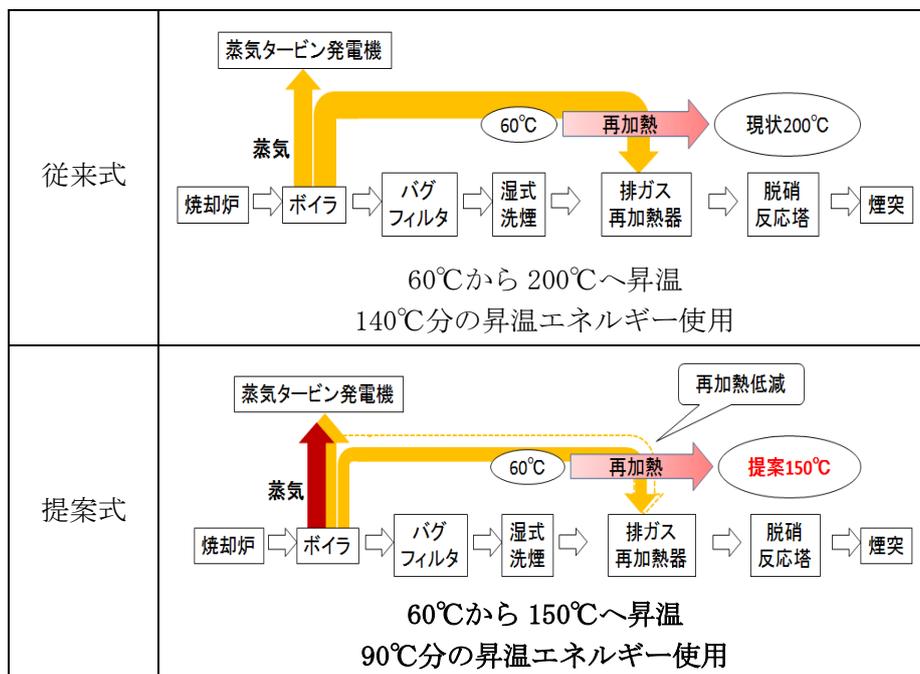


図 3-3 湿式排ガス処理のフロー図

### 3.1.3 試算条件の設定

脱硝反応塔を有し、かつ発電を行っている 89 t/日の実施の基本数値を用いて、100 t/日 (=50 t/日×2 炉) の施設に換算し、従来式、提案式での CO<sub>2</sub> 発生量を試算した。試算に用いた基本数値を表 3-1 に示す。排ガス再加熱器で使用していた蒸気を低減し、発電に利用したことにより、発電量は、提案式の方が従来式より多くなった。

表 3-1 基本数値

項目	乾式		湿式		計算式ほか
	提案式	従来式	提案式	従来式	
施設規模 [t/日]	89				
発電量原単位 [kWh/ST 呑込蒸気量]	130				1 炉運転、2 炉運転平均値
1 炉 ST 呑込蒸気量 [t/h]	6.06	5.74	5.43	5.11	冬場の高質ごみ時を採用
運転時 発電量 [kW]	787.8	746.2	705.9	664.3	呑込蒸気量×発電量原単位
2 炉 ST 呑込蒸気量 [t/h]	12.15	11.52	10.90	10.25	冬場の高質ごみ時を採用
運転時 発電量 [kW]	1,579.5	1,497.6	1,417.0	1,332.5	呑込蒸気量×発電量原単位

### 3.2 CO<sub>2</sub> 発生量と削減効果

各方式における CO<sub>2</sub> 発生量は、表 3-1、表 3-2 及び次ページ以降に示す (a)～(g) の数値を用いて、下記のように算出した。運転日数は、環境省の指示値から、1 炉及び 2 炉合計運転日数が 358 日/年 (全停 7 日)、1 炉あたりの運転日数が 280 日/年と設定した。よって、1 炉運転日数は 156 日/年、2 炉運転日数は 202 日/年となった。

表 3-2 CO<sub>2</sub> 発生量の試算条件

項目	乾式	湿式	計算式ほか
施設規模 [t/日]	100		環境省指示値 (50 t/日×2 炉)
1 炉運転日数 [日/年]	156		環境省指示値
2 炉運転日数 [日/年]	202		280 日/年 (全停 7 日と仮定)
稼働時間 [h]	6,720		280 日/年×24 h/日
単純焼却	1 炉運転時消費電力 [kW]	588	
	2 炉運転時消費電力 [kW]	669	
従来式	1 炉運転時消費電力 [kW]	383	725
	提案式 2 炉運転時消費電力 [kW]	416	1,460
電力係数 [t-CO <sub>2</sub> /kWh]	0.000488		環境省指示値
プラ焼却に伴う CO <sub>2</sub> 排出係数 [t-CO <sub>2</sub> /規模 t]	2.77		環境省指示値

・プラ焼却に伴う CO<sub>2</sub> 発生量

$$\begin{aligned} &= (\text{施設規模}) \times (\text{稼働日数}) \times (\text{プラスチックごみ比率}) \\ &\quad \times (\text{プラ焼却に伴う CO}_2 \text{ 排出係数}) \\ &= 100 \text{ [t/日]} \times 280 \text{ [日/年]} \times 15 \text{ [%]} \times 2.77 \text{ [t-CO}_2\text{/規模 t]} \\ &= \mathbf{11,634 \text{ [t-CO}_2\text{/年]} \dots (a)} \end{aligned}$$

・単純焼却施設稼働による使用電力に伴う CO<sub>2</sub> 発生量

$$\begin{aligned} &= (\text{施設稼働に伴う使用消費電力}) \times (\text{電力係数}) \\ &= \{(588 \text{ [kW]} \times 156 \text{ [日/年]} \times 24 \text{ [h/日]}) \\ &\quad + (669 \text{ [kW]} \times 202 \text{ [日/年]} \times 24 \text{ [h/日]})\} \times 0.000488 \text{ [t-CO}_2\text{/kWh]} \\ &= \mathbf{2,657 \text{ [t-CO}_2\text{/年]} \dots (b)} \end{aligned}$$

・乾式の従来式及び提案式施設稼働による使用電力に伴う CO<sub>2</sub> 発生量

$$\begin{aligned} &= (\text{施設稼働に伴う使用消費電力}) \times (\text{電力係数}) \\ &= \{(383 \text{ [kW]} \times 156 \text{ [日/年]} \times 24 \text{ [h/日]}) \\ &\quad + (416 \text{ [kW]} \times 202 \text{ [日/年]} \times 24 \text{ [h/日]})\} \times 0.000488 \text{ [t-CO}_2\text{/kWh]} \\ &= \mathbf{1,684 \text{ [t-CO}_2\text{/年]} \dots (c)} \end{aligned}$$

・湿式の従来式及び提案式施設稼働による使用電力に伴う CO<sub>2</sub> 発生量

$$\begin{aligned} &= (\text{施設稼働に伴う使用消費電力}) \times (\text{電力係数}) \\ &= \{(725 \text{ [kW]} \times 156 \text{ [日/年]} \times 24 \text{ [h/日]}) \\ &\quad + (1,460 \text{ [kW]} \times 202 \text{ [日/年]} \times 24 \text{ [h/日]})\} \\ &\quad \times 0.000488 \text{ [t-CO}_2\text{/kWh]} \\ &= \mathbf{4,779 \text{ [t-CO}_2\text{/年]} \dots (c' )} \end{aligned}$$

- ・ 乾式の従来式による脱硝システム及び発電に伴う CO<sub>2</sub> 削減量
 
$$\begin{aligned}
 &= (\text{脱硝システムを有する施設稼働による発電量}) \times (\text{電力係数}) \\
 &= (1 \text{ 炉及び} 2 \text{ 炉運転時の発電量} \times \text{運転日数}) \times (100 \text{ [t/日]}/89 \text{ [t/日]}) \\
 &\quad \times (\text{電力係数}) \\
 &= \{(746.2 \text{ [kW]} \times 156 \text{ [日/年]} \times 24 \text{ [h/日]}) \\
 &\quad + (1,497.6 \text{ [kW]} \times 202 \text{ [日/年]} \times 24 \text{ [h/日]})\} \\
 &\quad \times (100 \text{ [t/日]} / 89 \text{ [t/日]}) \times 0.000488 \text{ [t-CO}_2\text{/kWh]} \\
 &= \mathbf{5,513 \text{ [t-CO}_2\text{/年]} \dots (d)}
 \end{aligned}$$

- ・ 湿式の従来式による脱硝システム及び発電に伴う CO<sub>2</sub> 削減量
 
$$\begin{aligned}
 &= (\text{脱硝システムを有する施設稼働による発電量}) \times (\text{電力係数}) \\
 &= (1 \text{ 炉及び} 2 \text{ 炉運転時の発電量} \times \text{運転日数}) \times (100 \text{ [t/日]}/89 \text{ [t/日]}) \\
 &\quad \times (\text{電力係数}) \\
 &= \{(664.3 \text{ [kW]} \times 156 \text{ [日/年]} \times 24 \text{ [h/日]}) \\
 &\quad + (1,332.5 \text{ [kW]} \times 202 \text{ [日/年]} \times 24 \text{ [h/日]})\} \\
 &\quad \times (100 \text{ [t/日]} / 89 \text{ [t/日]}) \times 0.000488 \text{ [t-CO}_2\text{/kWh]} \\
 &= \mathbf{4,906 \text{ [t-CO}_2\text{/年]} \dots (d')}
 \end{aligned}$$

- ・ 乾式の提案式による脱硝システム及び発電に伴う CO<sub>2</sub> 削減量
 
$$\begin{aligned}
 &= (\text{脱硝システムを有する施設稼働による発電量}) \times (\text{電力係数}) \\
 &= (1 \text{ 炉及び} 2 \text{ 炉運転時の発電量} \times \text{運転日数}) \times (100 \text{ [t/日]}/89 \text{ [t/日]}) \\
 &\quad \times (\text{電力係数}) \\
 &= \{(787.8 \text{ [kW]} \times 156 \text{ [日/年]} \times 24 \text{ [h/日]}) \\
 &\quad + (1,579.5 \text{ [kW]} \times 202 \text{ [日/年]} \times 24 \text{ [h/日]})\} \\
 &\quad \times (100 \text{ [t/日]} / 89 \text{ [t/日]}) \times 0.000488 \text{ [t-CO}_2\text{/kWh]} \\
 &= \mathbf{5,816 \text{ [t-CO}_2\text{/年]} \dots (e)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
& \cdot \text{湿式の提案式による脱硝システム及び発電に伴う CO}_2 \text{削減量} \\
& = (\text{脱硝システムを有する施設稼働による発電量}) \times (\text{電力係数}) \\
& = (1 \text{ 炉及び} 2 \text{ 炉運転時の発電量} \times \text{運転日数}) \times (100 \text{ [t/日]}/89 \text{ [t/日]}) \\
& \quad \times (\text{電力係数}) \\
& = \{(705.9 \text{ [kW]} \times 156 \text{ [日/年]} \times 24 \text{ [h/日]}) \\
& \quad + (1,417.0 \text{ [kW]} \times 202 \text{ [日/年]} \times 24 \text{ [h/日]})\} \\
& \quad \times (100 \text{ [t/日]} / 89 \text{ [t/日]}) \times 0.000488 \text{ [t-CO}_2\text{/kWh]} \\
& = 5,216 \text{ [t-CO}_2\text{/年]} \cdot \cdot \cdot (\mathbf{e'})
\end{aligned}$$

よって、各方式における CO<sub>2</sub> 発生量は下記式のように算出できる。

$$\begin{aligned}
\text{①単純焼却} & = (\text{プラ焼却に伴う CO}_2 \text{発生量}) \\
& \quad + (\text{単純焼却施設稼働による使用電力に伴う CO}_2 \text{発生量}) \\
& = (\mathbf{a}) + (\mathbf{b}) \\
\text{②乾式の従来式} & = (\text{プラ焼却に伴う CO}_2 \text{発生量}) \\
& \quad + (\text{施設稼働による使用電力に伴う CO}_2 \text{発生量}) \\
& \quad - (\text{従来式の脱硝システム及び発電に伴う CO}_2 \text{削減量}) \\
& = (\mathbf{a}) + (\mathbf{c}) - (\mathbf{d}) \\
\text{②' 湿式の従来式} & = (\text{プラ焼却に伴う CO}_2 \text{発生量}) \\
& \quad + (\text{施設稼働による使用電力に伴う CO}_2 \text{発生量}) \\
& \quad - (\text{従来式の脱硝システム及び発電に伴う CO}_2 \text{削減量}) \\
& = (\mathbf{a}) + (\mathbf{c'}) - (\mathbf{d'}) \\
\text{③乾式の提案式} & = (\text{プラ焼却に伴う CO}_2 \text{発生量}) \\
& \quad + (\text{施設稼働による使用電力に伴う CO}_2 \text{発生量}) \\
& \quad - (\text{提案式の脱硝システム及び発電に伴う CO}_2 \text{削減量}) \\
& \quad + (\text{還元剤からの CO}_2 \text{発生量}) \\
& \quad + (\text{触媒の加熱再生に伴う CO}_2 \text{発生量}) \\
& = (\mathbf{a}) + (\mathbf{c}) - (\mathbf{e}) + (\mathbf{f}) + (\mathbf{g})
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
& \textcircled{3}' \text{ 湿式の提案式} = (\text{プラ焼却に伴う CO}_2 \text{ 発生量}) \\
& \quad + (\text{施設稼働による使用電力に伴う CO}_2 \text{ 発生量}) \\
& \quad - (\text{提案式の脱硝システム及び発電に伴う CO}_2 \text{ 削減量}) \\
& \quad + (\text{還元剤からの CO}_2 \text{ 発生量}) \\
& \quad + (\text{触媒の加熱再生に伴う CO}_2 \text{ 発生量}) \\
& = (\mathbf{a}) + (\mathbf{c}') - (\mathbf{e}') + (\mathbf{f}) + (\mathbf{g})
\end{aligned}$$

ここで、還元剤（アルコール）からのCO<sub>2</sub>発生量は、表3-3のように試算した。

表 3-3 還元剤からのCO<sub>2</sub>発生量

項目	数値	計算式ほか
排ガス量 [Nm <sup>3</sup> /h-wet]	20,000	100 t/日 (=50 t/日×2 炉) の施設あたり
水分量 [vol%-wet]	15	
窒素酸化物(NO <sub>x</sub> )濃度 [vol ppm-dry]	150	
NO <sub>x</sub> 流量 [mol/h]	114	=排ガス量 [Nm <sup>3</sup> /h-dry] × (NO <sub>x</sub> 濃度/10 <sup>6</sup> ) / (22.4 × 10 <sup>-3</sup> )
還元剤量(モル比) 還元剤/NO <sub>x</sub> [mol/mol]	2.0    4.0	
還元剤分子量 [g/mol]	32.04	
還元剤使用量 [kg/h]	7.3    14.6	=NO <sub>x</sub> 流量 × 還元剤量 × 還元剤分子量 × 10 <sup>-3</sup>
CO <sub>2</sub> 発生量 (f) [t-CO <sub>2</sub> /年]	67.4    134.8	= (還元剤使用量 × 10 <sup>3</sup> ) / 還元剤分子量 × CO <sub>2</sub> 分子量(44.01 [g/mol]) × 6,720 [h] × 10 <sup>-6</sup>

また、触媒の加熱再生は燃料に灯油あるいは都市ガスを用いて表3-4に示す条件で行い、CO<sub>2</sub>発生量は再生1回あたりの必要燃料量から試算した。灯油と都市ガスは同等の試算結果であったため、以降の表には代表として燃料に灯油を用いた場合を示す。

表 3-4 加熱再生の条件

循環風量 [m <sup>3</sup> /h]	2,970
初期温度 [°C]	150
室温 [°C]	40
循環温度 [°C]	300
触媒反応塔の放熱面積 [m <sup>2</sup> ]	100
昇温時間 [h]	4
保持時間 [h]	5

灯油を用いた触媒の加熱再生に伴う CO<sub>2</sub> 発生量は式(2)より算出し、表 3-5 のとおりとなった。

$$\text{CO}_2 \text{ 発生量 [t-CO}_2\text{/年]} = (\text{必要燃料量} \times \text{発熱量}) \times 10^{-3} \\ \times \text{炭素排出係数} \times 44/12 \quad \text{式(2)}$$

表 3-5 触媒の加熱再生に伴う CO<sub>2</sub> 発生量

工程	必要燃料量 <sup>1)</sup> [L]	発熱量 <sup>1)</sup> [MJ/L]	炭素排出係数 <sup>2)</sup> [t-C/GJ]	CO <sub>2</sub> 発生量 (g)				
				[t-CO <sub>2</sub> /回]	[t-CO <sub>2</sub> / (2回/年)]	[t-CO <sub>2</sub> / (6回/年)]		
昇温時	22.62	36.7	0.0185	0.06	0.12	0.16	0.36	0.48
保持時	7.95			0.02	0.04		0.12	

1) 熱源に灯油を使用したとき

2) 環境省「算定・報告・公表制度における算定方法・排出係数一覧」

一方、施設の蒸気（4MPa、400℃）を用いた触媒の加熱再生に伴う CO<sub>2</sub> 発生量は式(3)から算出し、表 3-6 の通りとなった。

$$\text{CO}_2 \text{ 発生量 [t-CO}_2\text{/年]} = \text{必要蒸気量} \times \text{発電量原単位} \times \text{電力係数} \quad \text{式(3)}$$

表 3-6 蒸気による触媒の加熱再生に伴う CO<sub>2</sub> 発生量

工程	必要蒸気量 [t]	発電量原単位 [kWh/t]	電力係数 [t-CO <sub>2</sub> /kWh]	CO <sub>2</sub> 発生量 (g)				
				[t-CO <sub>2</sub> /回]	[t-CO <sub>2</sub> / (2回/年)]	[t-CO <sub>2</sub> / (6回/年)]		
昇温時	0.27	130	0.000488	0.02	0.04	0.06	0.12	0.18
保持時	0.10			0.01	0.02		0.06	

表 3-7 には、提案式の条件 I~IV を示す。

表 3-7 提案式の条件

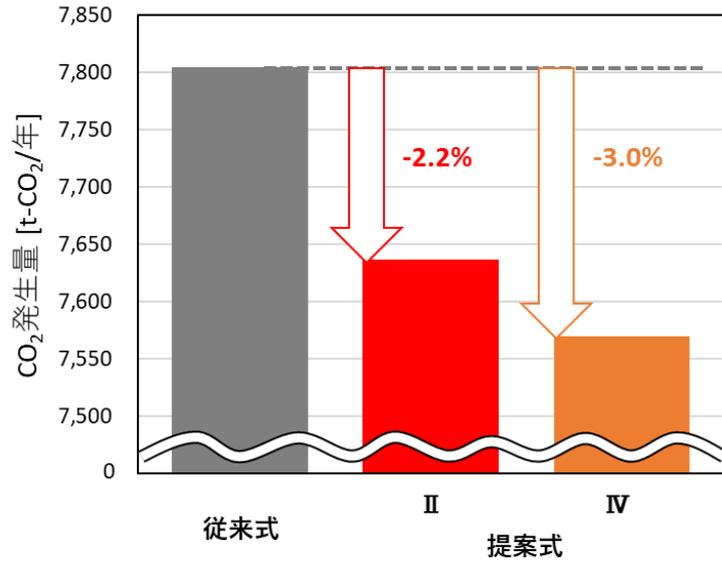
提案式	モル比	再生	
		熱源	頻度 [回/年]
I	4	灯油, 都市ガス	6
II	4	蒸気	6
III	2	灯油, 都市ガス	2
IV	2	蒸気	2

各方式での CO<sub>2</sub> 発生量と削減効果は表 3-8 のとおりとなった。

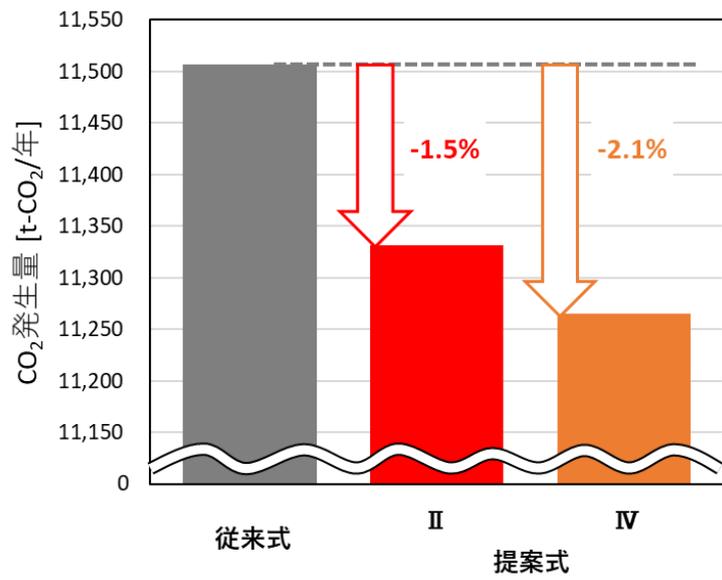
表 3-8 各方式での CO<sub>2</sub> 発生量と削減効果

方式	乾式			湿式			
	CO <sub>2</sub> 発生量 (w) [t-CO <sub>2</sub> /年]	削減効果		CO <sub>2</sub> 発生量 (w) [t-CO <sub>2</sub> /年]	削減効果		
		削減量 [t-CO <sub>2</sub> /年]	削減率 [%]		削減量 [t-CO <sub>2</sub> /年]	削減率 [%]	
単純焼却	14,291	-	-	-	-	-	
従来式	7,805	0	0	11,507	0	0	
提案式	I	7,637	168	2.2	11,332	175	1.5
	II	7,637	168	2.2	11,332	175	1.5
	III	7,570	235	3.0	11,265	242	2.1
	IV	7,569	236	3.0	11,264	243	2.1

図 3-4 には、表 3-7 で示した従来式及び提案式 II, IV (熱源に蒸気を用いた加熱再生) での CO<sub>2</sub> 発生量と削減率をグラフで示す。乾式の場合は、従来式と比較して提案式は 2.2~3.0%の CO<sub>2</sub> 削減効果が得られた。一方、湿式の場合は 1.5~2.1%の CO<sub>2</sub> 削減効果が得られた。



(乾式)



(湿式)

図 3-4 CO<sub>2</sub> 発生量比較

### 3.3 コスト試算

従来式及び提案式の触媒費用は表 3-9（販売初期）、表 3-10（量産時）のように試算された。

ここで、「販売初期」とは本技術を事業化した初期に、100 t/日（=50 t/日×2 炉）に相当する触媒量を製造時とした。一方、「量産時」とは本技術が普及後、600 t/日の炉の 38 炉分に相当する触媒量を製造時とした。また提案式では、現状の触媒性能における触媒量を「現状」とし、従来式と同量の触媒量を「改良」として試算を行った。

提案式の触媒費用 (h) は、初期（表 3-9 の触媒費用）は従来式の 2.4～4.9 倍となったが、最終的に量産時（表 3-10 の触媒費用）には 1.2 倍まで低減できた。

表 3-9 触媒費用（販売初期）

項目	提案式		従来式	計算式ほか
	現状	改良		
排ガス量 [Nm <sup>3</sup> /h-wet]	20,000			100 t/日（=50 t/日×2 炉）の施設あたり
AV [Nm/h]	2.2	4.4	4.0	
触媒比表面積 [m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> ]	720		800	
触媒量 [m <sup>3</sup> ]	12.63	6.25	6.25	
触媒単価 [k¥/m <sup>3</sup> ]	2,910		1,200	
触媒費用 (h) [M¥]	36.8	18.2	7.5	= 触媒量×触媒単価×10 <sup>-3</sup>

表 3-10 触媒費用（量産時）

項目	提案式		従来式	計算式ほか
	現状	改良		
排ガス量 [Nm <sup>3</sup> /h-wet]	20,000			100 t/日（=50 t/日×2 炉）の施設あたり
AV [Nm/h]	2.2	4.4	4.0	
触媒比表面積 [m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> ]	720		800	
触媒量 [m <sup>3</sup> ]	12.63	6.25	6.25	
触媒単価 [k¥/m <sup>3</sup> ]	1,485		1,200	
触媒費用 (h) [M¥]	18.8	9.3	7.5	= 触媒量×触媒単価×10 <sup>-3</sup>

従来式及び提案式の還元剤費用は表 3-11 のように試算された。

提案式の還元剤費用 (i) は、最終的には従来式よりも 0.8 倍まで低減できた。

表 3-11 還元剤費用

項目	提案式	従来式		計算式ほか
排ガス量 [Nm <sup>3</sup> /h-wet]	20,000		100 t/日 (=50 t/日×2 炉) の施設あたり	
水分量 [vol%-wet]	15			
窒素酸化物 (NO <sub>x</sub> ) 濃度 [vol ppm-dry]	150			
NO <sub>x</sub> 流量 [mol/h]	114		= 排ガス量 [Nm <sup>3</sup> /h-dry] × (NO <sub>x</sub> 濃度 × 10 <sup>-6</sup> ) / (22.4 × 10 <sup>-3</sup> )	
還元剤量(モル比) 還元剤/NO <sub>x</sub> [mol/mol]	2.0	4.0	0.7	
還元剤分子量 [g/mol]	32.04		17.03	
還元剤濃度 [wt%]	100		25	
還元剤使用量 [kg/h]	7.3	14.6	5.4	= NO <sub>x</sub> 流量 × 還元剤量(モル比) × 還元剤分子量 / (還元剤濃度 / 100) × 10 <sup>-3</sup>
還元剤単価 [¥/kg]	45		80	
還元剤費用 (i) [M¥/24,000h <sup>1)</sup> ]	7.9	15.8	10.4	= 還元剤単価 × 還元剤使用量 × 24,000 [h] × 10 <sup>-6</sup>

1) 触媒耐用年数 24,000 h

従来式及び提案式の加熱再生費用は表 3-12 のように試算された。

施設の蒸気を用いて加熱再生したときは、発電に利用できる蒸気量は減るが、費用はかからないとした。

表 3-12 加熱再生費用

工程	必要量 [L]	単価 <sup>1)</sup> [¥/L]	加熱再生費用 (j)				
			[k¥/回]	2 回/年 <sup>2)</sup> [M¥/24,000h]		6 回/年 <sup>2)</sup> [M¥/24,000h]	
昇温時	22.62	90	2.04	0.01	0.02	0.03	0.04
保持時	7.95		0.72	0.01		0.01	

1) 経済産業省 資源エネルギー庁「石油製品価格調査」民生用灯油価格調査

2) 2 [回/年] = 7 [回/24,000h]、6 [回/年] = 16 [回/24,000h]

CO<sub>2</sub> を従来式の発生量から 1 t 削減するのに必要なコスト (以下、CO<sub>2</sub> 削減コスト) を表 3-13 に示す方法で算出した。

表 3-13 CO<sub>2</sub>削減コストの算出方法

項目	計算式ほか
触媒費用 [M¥]	(h)、表 3-9, 3-10 より
触媒据付費 [M¥]	(k)、表 3-14 より
触媒反応塔費 [M¥]	(l)、表 3-14 より
触媒反応塔据付費 [M¥]	(m)、表 3-14 より
補助対象経費 [M¥]	(n) = (h) + (k) : 触媒のみ あるいは (h) + (k) + (l) + (m) : 触媒+反応塔
補助金額 [M¥]	(o) = (n) × (1/3) ※従来式は補助金なし
自己負担額 [M¥]	提案式 : (p) = (n) × (2/3) 従来式 : (p) = (n)
諸経費 <sup>1)</sup> [M¥]	(q)、表 3-14 より
還元剤費用 [M¥/24,000h]	(i)、表 3-11 より
加熱再生費用 [M¥/24,000h]	(j)、表 3-12 より
提案式と従来式の各事業費	
(i) 補助金額 [M¥]	(r) = (o)
(ii) 補助対象経費 [M¥]	= (n)
(iii) 総事業費 [M¥]	(s) = (n) + (q) + (i) + (j)
提案式と従来式の差分事業費	
(i) 補助金額 [M¥]	(t) = 提案式(r) - 従来式(r)
(ii) 補助対象経費 [M¥]	(u) = 提案式(n) - 従来式(n)
(iii) 総事業費 [M¥]	(v) = 提案式(s) - 従来式(s)
CO <sub>2</sub> 発生量 [t-CO <sub>2</sub> /年]	(w)、表 3-8 より
提案式と従来式の差分 CO <sub>2</sub> 削減量 [t-CO <sub>2</sub> /年]	(x) = 従来式(w) - 提案式(w)
CO <sub>2</sub> を 1t 削減するのに必要なコスト	
(i) 補助金額 [k¥/t-CO <sub>2</sub> ]	= ((t) × 10 <sup>3</sup> ) / ((x) × 3.6 [年] <sup>2)</sup> )
(ii) 補助対象経費 [k¥/t-CO <sub>2</sub> ]	= ((u) × 10 <sup>3</sup> ) / ((x) × 3.6 [年] <sup>2)</sup> )
(iii) 総事業費 [k¥/t-CO <sub>2</sub> ]	= ((v) × 10 <sup>3</sup> ) / ((x) × 3.6 [年] <sup>2)</sup> )

1) 諸経費 = 共通仮設費 + 現場管理費 + 一般管理費

2) 触媒耐用年数 24,000 [h] = 3.6 [年]

表 3-14 には、CO<sub>2</sub>削減コストの算出に使用する数値を示す。

ここで、導入方法の「既設」は触媒据付費、諸経費がかかり、「新設」は触媒据付費、触媒反応塔費、触媒反応塔据付費、諸経費がかかると設定し算出した。

表 3-14 CO<sub>2</sub>削減コストの算出に使用する数値

方式	触媒量	導入方法	触媒据付費 (k) [M¥]	触媒反応塔費 (l) [M¥]	触媒反応塔据付費 (m) [M¥]	諸経費 (q) [M¥]	
						販売初期	量産時
従来式		既設	15.9	-	-	5.5	
		新設	15.9	6.0	17.1	10.4	
提案式 乾式	現状	既設	32.1	-	-	14.0	10.7
		改良	既設	15.9	-	-	7.4
	改良	新設	15.9	6.0	17.1	11.9	10.7
提案式 湿式 <sup>1)</sup>		既設	15.9	-	-	7.4	5.8
		新設	15.9	6.0	17.1	11.9	10.7

1) 湿式は乾式より触媒量を少なくできるものとし、「改良」と同触媒量 = AV 4.4 Nm/h とした

上記で算出した費用（表 3-9～表 3-12 中の (h), (i), (j)）及び表 3-14 の数値を用いて、表 3-15 の CO<sub>2</sub> 削減コストを計算した。

提案式にすることによって、CO<sub>2</sub> 削減コストは最終的に総事業費で-0.5 k¥/t-CO<sub>2</sub> となり、従来式よりも安価となった。

表 3-15 CO<sub>2</sub> 削減コスト

提案式	排ガス 処理	触媒量	導入 方法	(i) 補助金額 [k¥/t-CO <sub>2</sub> ]		(ii) 補助対象経費 [k¥/t-CO <sub>2</sub> ]		(iii) 総事業費 [k¥/t-CO <sub>2</sub> ]	
				販売 初期	量産時	販売 初期	量産時	販売 初期	量産時
				I	乾式	現状	既設	38.0	28.1
改良	既設	18.8	13.9	17.7		3.0	29.8	12.6	
	新設	31.6	26.6	17.7	3.0	29.1	12.6		
湿式 <sup>1)</sup>		改良	既設	18.1	13.3	17.0	2.9	28.6	12.1
	新設		30.3	25.6	17.0	2.9	27.9	12.1	
II	乾式	現状	既設	38.0	28.1	75.2	45.5	98.2	63.0
		改良	既設	18.8	13.9	17.7	3.0	29.8	12.4
	新設		31.6	26.6	17.7	3.0	29.1	12.4	
		湿式 <sup>1)</sup>	改良	既設	18.1	13.3	17.0	2.9	28.6
新設	30.3			25.6	17.0	2.9	27.9	11.9	
III	乾式	改良	既設	13.5	9.9	12.6	2.1	11.9	-0.4
			新設	22.6	19.0	12.6	2.1	11.5	-0.4
	湿式 <sup>1)</sup>	改良	既設	13.1	9.6	12.3	2.1	11.6	-0.3
			新設	21.9	18.5	12.3	2.1	11.1	-0.3
IV	乾式	改良	既設	13.4	9.9	12.6	2.1	11.9	-0.5
			新設	22.5	19.0	12.6	2.1	11.4	-0.5
	湿式 <sup>1)</sup>	改良	既設	13.0	9.6	12.2	2.1	11.5	-0.5
			新設	21.8	18.4	12.2	2.1	11.1	-0.5

1) 湿式は乾式より触媒量を少なくできるものとし、「改良」と同触媒量 = AV 4.4 Nm/h とした

### 3.4 投資回収年数

排ガス再加熱器で使用していた蒸気量を低減し、発電に利用できる蒸気が増加したことによる、売電収入増加量(y)は、表 3-16 のように試算された。

表 3-16 売電収入増加量

項目	乾式	湿式	計算式ほか
発電増加量 [kWh/年]	621,125	635,288	= (提案式発電量 - 従来式発電量) × (100 [t/日] / 89 [t/日])
売電単価 [¥/kWh]	12		
売電収入増加量 (y) [M¥/年]	7.5	7.6	= 発電増加量 × 売電単価 × 10 <sup>-6</sup>

従来式からの追加コストを投資回収する年数は、(y)売電収入増加量と式(4)を用いて算出した。

$$\text{投資回収年数 [年]} = \text{投資費用差分 [M¥]} / \text{売電収入増加量 [M¥/年]} \quad \text{式(4)}$$

式(4)中の投資費用差分は、表3-17に示す数値である。代表して提案式II、IVのみを示す。

表3-17 投資費用差分

提案式	排ガス 処理	触媒量	導入 方法	(i) 事業者負担額 <sup>2)</sup> [M¥]		(ii) 補助対象経費 <sup>3)</sup> (u) [M¥]		(iii) 総事業費 <sup>4)</sup> (v) [M¥]		
				販売 初期	量産時	販売 初期	量産時	販売 初期	量産時	
				II	乾式	現状	既設	36.4	21.1	45.5
改良	既設	6.6	-0.8				10.7	1.8	18.0	7.5
	新設	-1.5	-8.6				10.7	1.8	17.6	7.5
湿式 <sup>1)</sup>	改良	既設	6.6		-0.8	10.7	1.8	18.0	7.5	
		新設	既設		6.6	-0.8	10.7	1.8	18.0	7.5
			新設		-1.5	-8.6	10.7	1.8	17.6	7.5
IV	乾式	改良	既設	-1.3	-8.7	10.7	1.8	10.1	-0.4	
			新設	-9.4	-16.5	10.7	1.8	9.7	-0.4	
	湿式 <sup>1)</sup>	改良	既設	-1.3	-8.7	10.7	1.8	10.1	-0.4	
			新設	-9.4	-16.5	10.7	1.8	9.7	-0.4	

1) 湿式は乾式より触媒量を少なくできるものとし、「改良」と同触媒量 = AV 4.4 Nm/h とした

2) 事業者負担額 = 提案式{(p) + (q) + (i) + (j)}  
- 従来式{(p) + (q) + (i) + (j)} (表3-13より)

3) 補助対象経費 = (u) (表3-13より)

4) 総事業費 = (v) (表3-13より)

表 3-18 に投資回収年数を示す。提案式は売電により投資回収でき、触媒量産時に事業者負担額の回収期間は約 0～3 年、補助対象経費の回収期間は約 0～4 年、総事業費の回収期間は約 0～5 年である。

表 3-18 投資回収年数

提案式	排ガス 処理	触媒量	導入 方法	(i) 事業者負担額 [年]		(ii) 補助対象経費 [年]		(iii) 総事業費 [年]	
				販売 初期	量産時	販売 初期	量産時	販売 初期	量産時
				I	乾式	現状	既設	4.9	2.8
改良	既設	0.9	-0.1	1.4		0.2	2.4	1.0	
	新設	-0.2	-1.1	1.4	0.2	2.3	1.0		
湿式 <sup>1)</sup>		改良	既設	0.9	-0.1	1.4	0.2	2.4	1.0
	新設		-0.2	-1.1	1.4	0.2	2.3	1.0	
II	乾式	現状	既設	4.9	2.8	6.1	3.7	7.9	5.1
		改良	既設	0.9	-0.1	1.4	0.2	2.4	1.0
新設	-0.2		-1.1	1.4	0.2	2.3	1.0		
	湿式 <sup>1)</sup>	改良	既設	0.9	-0.1	1.4	0.2	2.4	1.0
新設			-0.2	-1.1	1.4	0.2	2.3	1.0	
III	乾式	改良	既設	-0.2	-1.2	1.4	0.2	1.3	0.0
			新設	-1.3	-2.2	1.4	0.2	1.3	0.0
新設	湿式 <sup>1)</sup>	改良	既設	-0.2	-1.1	1.4	0.2	1.3	0.0
			新設	-1.2	-2.2	1.4	0.2	1.3	0.0
IV	乾式	改良	既設	-0.2	-1.2	1.4	0.2	1.3	-0.1
			新設	-1.3	-2.2	1.4	0.2	1.3	-0.1
新設	湿式 <sup>1)</sup>	改良	既設	-0.2	-1.1	1.4	0.2	1.3	-0.1
			新設	-1.2	-2.2	1.4	0.2	1.3	-0.1

1) 湿式は乾式より触媒量を少なくできるものとし、「改良」と同触媒量 = AV 4.4 Nm/h とした

イニシャルコストは、表 3-19 に示す (n) 補助金対象経費、(p) 自己負担額、(q) 諸経費に相当する数値と式(5)、式(6)を用いて算出した。

$$\text{イニシャルコストの事業者負担額 [M¥]} = (p) + (q) \quad \text{式(5)}$$

$$\text{イニシャルコストの総事業費 [M¥]} = (n) + (q) \quad \text{式(6)}$$

表 3-19 イニシャルコストの算出に使用する数値

方式	触媒量	導入方法	補助金対象経費 (n) [M¥]		自己負担額 (p) [M¥]		諸経費 (q) [M¥]	
			販売初期	量産時	販売初期	量産時	販売初期	量産時
従来式		既設	23.4		23.4		5.5	
		新設	46.5		46.5		10.4	
提案式 乾式	現状	既設	68.9	50.9	45.9	33.9	14.0	10.7
		改良	34.1	25.2	22.7	16.8	7.4	5.8
	改良	新設	57.2	48.3	38.1	32.2	11.9	10.7
提案式 湿式 <sup>1)</sup>		既設	34.1	25.2	22.7	16.8	7.4	5.8
		新設	57.2	48.3	38.1	32.2	11.9	10.7

1) 湿式は乾式より触媒量を少なくできるものとし、「改良」と同触媒量 = AV 4.4 Nm/h とした

ランニングコストは、(i)還元剤費用、(j)加熱再生費用と式(7)、式(8)を用いて算出し、表 3-20 に示す結果となった。

$$\text{還元剤 [M¥/年]} = (i) / 24,000 [h] \times 6,720 [h/\text{年}] \quad \text{式(7)}$$

$$\text{加熱再生 [M¥/年]} = (j) / 24,000 [h] \times 6,720 [h/\text{年}] \quad \text{式(8)}$$

表 3-20 イニシャルコストとランニングコスト

方式	排ガス 処理	触媒量	導入 方法	イニシャルコスト [M¥/年]				ランニングコスト [M¥/年]		
				(i) 事業者負担額		(iii) 総事業費		還元剤	加熱 再生	合計
				販売 初期	量産時	販売 初期	量産時			
単純焼却		-		0				0	0	0
従来式			既設	28.9				2.9	0	2.9
			新設	56.9						
提案式 I	乾式	現状	既設	59.9	44.6	82.9	61.6	4.4	0.01	4.41
		改良	既設	30.1	22.6	41.5	31.0			
	新設		50.0	42.9	69.1	59.0				
	湿式 <sup>1)</sup>	改良	既設	30.1	22.6	41.5	31.0			
新設			50.0	42.9	69.1	59.0				
提案式 II	乾式	現状	既設	59.9	44.6	82.9	61.6	4.4	0.00	4.40
		改良	既設	30.1	22.6	41.5	31.0			
	新設		50.0	42.9	69.1	59.0				
	湿式 <sup>1)</sup>	改良	既設	30.1	22.6	41.5	31.0			
新設			50.0	42.9	69.1	59.0				
提案式 III	乾式	改良	既設	30.1	22.6	41.5	31.0	2.2	0.01	2.21
			新設	50.0	42.9	69.1	59.0			
	湿式 <sup>1)</sup>	改良	既設	30.1	22.6	41.5	31.0			
			新設	50.0	42.9	69.1	59.0			
提案式 IV	乾式	改良	既設	30.1	22.6	41.5	31.0	2.2	0.00	2.20
			新設	50.0	42.9	69.1	59.0			
	湿式 <sup>1)</sup>	改良	既設	30.1	22.6	41.5	31.0			
			新設	50.0	42.9	69.1	59.0			

1) 湿式は乾式より触媒量を少なくできるものとし、「改良」と同触媒量 = AV 4.4 Nm/h とした

以上の結果から、イニシャルコストは、従来式よりも提案式の方が総事業費で 1.0～1.4 倍となるが、ランニングコストは従来式よりも提案式の方が 0.8 倍に低減できる。

## 4. 事業終了後の横展開可能性及び終了時の出口戦略

### 4.1 事業終了後の横展開の可能性

触媒量と還元剤量の低減ができるように触媒改良を行い、以下のような対象施設を念頭に置き、普及向上に努める。

#### 4.1.1 経済的及び技術側面から見て将来的な展開の可能性

提案式は、導入のための追加費用より大きな売電収入が得られるため経済的に成り立つ。また、設備的には触媒部分を従来式から提案式へ置き換えるだけで大幅な改造は不要であり、その点を提案し採用頂くことを目指す。

#### 4.1.2 廃棄物処理施設での展開

##### (1) 国内での展開

100 t/日以下の中小廃棄物施設で発電設備をもつ8施設、その後、段階的に施設規模を大きくし、発電設備をもつ国内の75施設への普及を目指す。特に、高質ごみで蒸気タービン発電の容量を計画し、現在は容量に余裕のある施設も対象として提案していることに努める。

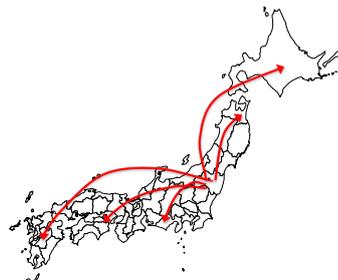


図 4-1 国内展開のイメージ図

##### (2) 海外での展開

環境規制が厳しくなっている中国の既設 120 施設及び新設 160 施設、また BREF (Best Available Techniques Reference Documents) による規制値強化によって基幹改良が必要となる EU の施設を適用先候補として採用頂くことを目指す。

#### 4.1.3 船用への展開

廃棄物処理施設で実績を作り、国際海事機関（IMO）のNO<sub>x</sub>規制に対応できる船用の脱硝システムとしても提案し、普及促進を目指す。

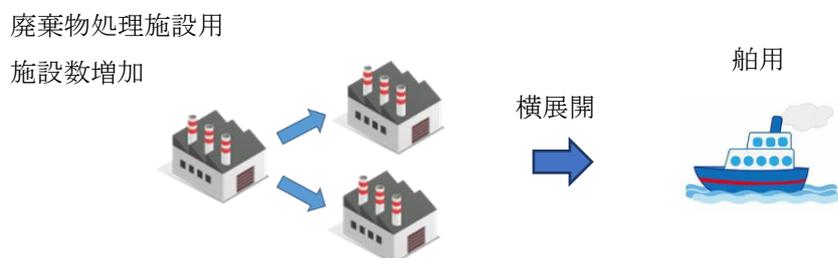


図 4-2 廃棄物処理施設用から船用への横展開イメージ図

#### 4.2 終了時の出口戦略

触媒量と還元剤量の低減ができるように触媒を改良後、乾式、湿式の排ガス試験にて適用試験を行い、目標どおりのコストと脱硝性能が出るか確認する。その後、国内及び、海外の施設へ展開していく。

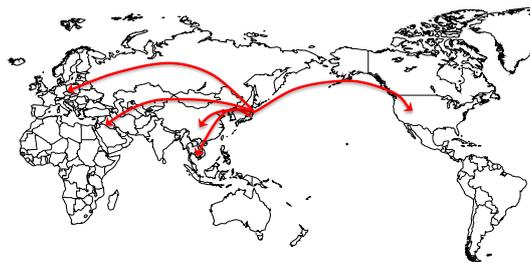


図 4-3 国内から海外へ展開のイメージ図

## 5. まとめ

本業務は、日立造船株式会社が実施主体となり、研究所がシステム評価を行ったものである。システム評価を行うにあたり、田村広域行政組合の田村西部環境センターに実証試験の場所を御提供頂いた。令和2年度の目標は、150℃での脱硝システムを確立することとした。本業務の主要実施事項と結果を以下に示す。

### 5.1 本年度事業のまとめ

#### (1) 試験装置の設計と設置

試験装置は、煙道から 600 Nm<sup>3</sup>/h 以上の排ガスを抜き出し、還元剤を供給し、試験用触媒に通気できるように設計、製作し、田村西部環境センターに設置した。

#### (2) 性能・再生評価

研究所にて、触媒の組成や触媒量を変えた場合について、性能評価を実施した。その結果から、実証試験用の触媒組成を選定した。

研究所にて、触媒の再生評価を行い、加熱温度を最適化した。加熱温度は、300℃が最適であった。

#### (3) 触媒製造

(2) において選定した触媒について、実証試験に必要な量を製造した。

また、量産設備にて従来品と同様に 1 m 幅の触媒を製造し、従来品と同等の方法で量産製造が可能であることを確認した。

#### (4) 実証試験

(3) において製造した触媒を用いて、実証試験を行った。試験は令和2年8月から令和3年1月の間に行った。試験実施時のガス条件（流量、温度、硫黄酸化物 (SO<sub>x</sub>)、窒素酸化物 (NO<sub>x</sub>)、一酸化炭素 (CO)、塩化水素 (HCl)、水分、酸素 (O<sub>2</sub>)、ばいじん、

の各濃度) を測定した。

脱硝率の経時変化は、300 時間程度までの連続運転では、ほとんど変わらずに推移した。また、目標とした脱硝率 60%に必要な触媒量は、モル比 4 の時、AV 2.2 Nm/h となった。

性能評価後に、(2) で確認した 300°C で再生を行った。再生試験後の性能が、初期の性能と同等まで回復していることを確認した。

性能評価と再生試験を行った各期間中に、アルコール、副生成物 (アルデヒド、CO)、ダイオキシン類の分析を行った。性能評価時には、アルコールは規制値以下、アルデヒド濃度は規制値を上回り、CO 濃度は規制値に近い値となった。触媒活性の向上、モル比の低減が必要である。ダイオキシン類は、規制値以下となった。再生試験時には、ガスを循環利用しているため、2 炉併設の施設では、第 1 炉で触媒を再生時の排ガスを、第 2 炉の排ガス処理設備の上流に少しずつ希釈して処理すると、システムとして規制値以下にて運転できる。

#### (5) コスト、CO<sub>2</sub> 削減効果の評価・検証

(4) の実証試験の結果から、単純焼却、従来式、提案式 (従来式と提案式については、乾式排ガス処理後、湿式排ガス処理後の 2 通り) について、コスト、CO<sub>2</sub> 削減効果の評価・検証を行った。ここで、単純焼却、従来式、提案式の試算に用いた前提条件は以下のとおりである。

##### ① 単純焼却

ボイラ、蒸気タービン発電機がなく、エネルギー回収を行わない。

##### ② 従来式

ボイラ、蒸気タービン発電機があり、エネルギー回収を行う。

乾式排ガス処理後では、150°C の排ガスを運転温度の 200°C へ昇温するために 50°C 分の蒸気を使用する。

湿式排ガス処理後では、60°C の排ガスを運転温度の 200°C へ昇温するために 140°C 分の蒸気を使用する。

##### ③ 提案式

ボイラ、蒸気タービン発電機があり、エネルギー回収を行う。

乾式排ガス処理後では、150°C の排ガスは、そのまま運転に使用できるため、

排ガスを昇温するための蒸気は不要である。

湿式排ガス処理後では、60℃の排ガスを運転温度の150℃へ昇温するため、従来式と比べ昇温幅を140℃から90℃に低減でき、蒸気の使用を削減する。

なお、提案式では触媒の再生を行うこととした。

従来式に対して提案式のCO<sub>2</sub>発生量の試算結果を比較すると、乾式の場合に2.2%削減、湿式の場合に1.5%削減となり、CO<sub>2</sub>削減効果が得られる結果となった。今後、さらに触媒を改良し性能向上させることで、乾式の場合に3.0%削減、湿式の場合に2.1%削減とCO<sub>2</sub>削減効果が増加する見通しが得られた。

また、提案式は売電により投資を回収でき、触媒量産時に総事業費の回収期間は0～5年と試算された。

## 5.2 目標達成評価

本年度の事業目標に対する達成評価を表5-1にまとめた。

期初に掲げた目標は、ほぼ達成することができた。

表 5-1 事業目標達成評価 (1/2)

	項目	最終目標	達成評価
0	全体目標	<ul style="list-style-type: none"> <li>150℃での脱硝システムを確立する。</li> <li>排ガスを用いて、脱硝性能が出ることを実証する。</li> </ul>	<p>【2.4 参照】</p> <p>150℃の排ガスで脱硝性能が出ることを実証し、システムを確立した。</p>
1	試験装置の設計と設置	<p>装置は、以下に示すとおりとする。</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>煙道から 600 Nm<sup>3</sup>/h 以上の排ガスを抜き出し、触媒に通気することができること。</li> <li>還元剤を供給できること。</li> <li>再生試験のために 300℃以上に加熱できること。</li> </ul>	<p>【2.1 参照】</p> <p>目標に掲げた仕様の装置を設計し、設置した。</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>排ガス量：650 Nm<sup>3</sup>/h</li> <li>還元剤供給ユニット設置</li> <li>300℃での再生試験可能</li> </ul>
2	性能・再生評価	<ul style="list-style-type: none"> <li>モル比 2 で脱硝率 60%を目指す。</li> <li>再生条件を確認する。</li> </ul>	<p>【2.2、2.4 参照】</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>脱硝率 60%を達成するためにはモル比 4 で、AV 2.2 Nm/h 必要であった。</li> <li>300℃の加熱再生によって性能が回復することを確認した。</li> </ul>
3	触媒製造	<ul style="list-style-type: none"> <li>量産設備で 1 m 幅の触媒を製造できる。</li> </ul>	<p>【2.3 参照】</p> <p>1 m 幅の触媒を従来式の量産設備で製造できることを確認した。</p>
4	実証試験	<ul style="list-style-type: none"> <li>触媒への付着物を確認する。</li> <li>再生後の性能を評価する。</li> </ul>	<p>【2.4.5、2.4.3 参照】</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>触媒には C1 が付着していることを確認した。</li> <li>再生後に初期性能同等まで回復することを確認した。</li> </ul>
5	副生成物とダイオキシン類の確認	<p>実証試験装置で、性能評価と再生試験の実施中に、規制対象成分が規制値以下であることを確認する。</p>	<p>【2.4.4 参照】</p> <p>アルコール、ダイオキシン類は規制値以下となり、アルデヒドは規制値を上回り、CO は規制値に近い値となった。触媒の性能向上が必要である。</p>
6	コスト、CO <sub>2</sub> 削減効果の評価・検証	<p>提案式の利用例 2 通り（乾式排ガス処理後、湿式排ガス処理後）について、コスト、CO<sub>2</sub>削減効果の試算ができています。</p>	<p>【3.2、3.3 参照】</p> <p>利用例 2 通りについて、試算を実施し、CO<sub>2</sub>削減効果があった。提案式は売電により投資回収でき、総事業費の回収期間は 0～5 年と試算された。</p>

表 5-1 事業目標達成評価 (2/2)

	項目	最終目標	達成評価
7	撤去工事	1. で設置した装置と令和元年度に設置した装置を撤去し、設置前と同等の状態に復旧すること。	【2.7 参照】 撤去工事を完了した。
8	検討委員会の開催	検討委員会を設置し、業務実施期間内において、計 2 回程度、開催すること。	【2.5 参照】 検討委員会を 2 回開催した。
9	審査委員会への出席	審査委員会に出席し、業務報告を行う。	【2.6 参照】 審査委員会にて、業務報告を行った。