

令和7年度環境省委託業務

令和7年度脱炭素化・先導的廃棄物処理システム実証事業

『一般廃棄物を地域資源として利活用する

窒素回収資源循環技術の開発』

委託業務

成果報告書

令和8年3月

カナデビア株式会社



# 概 要

## 1. 業務の概要

本実証事業は、し尿及び生ごみを受け入れるメタン発酵施設を想定し、そこにアンモニア分離回収装置を導入することによって、消化液の排水処理に関わるランニングコスト及び二酸化炭素（CO<sub>2</sub>）排出量を削減することを目指すものである。従来技術と比較してランニングコスト 5%以上削減、CO<sub>2</sub>排出量 7%以上削減を目標値とした。

アンモニア分離技術は超音波霧化技術を採用し、試験に用いる原水は生ごみを主体原料とするメタン発酵施設である秋田バイオガス発電所から採取したメタン発酵消化液の脱水ろ液を使用した。令和 6 年度はこれらの装置と原水を用いてアンモニア分離条件の最適化を行い、想定施設におけるランニングコスト及び CO<sub>2</sub> 排出量の削減効果を確認したが、両者共に目標達成には至らなかった。ランニングコストでは薬品コストが大きく、CO<sub>2</sub> 排出量ではアンモニア分離回収装置の消費電力由来 CO<sub>2</sub> が大きいことが、主要要因であることを明らかにした。本年度はこれら課題に対する改善策を検討したうえでアンモニア分離回収効率の向上に取り組み、本技術の導入によるランニングコスト及び CO<sub>2</sub> 排出量削減の目標値達成を目指した。

## 2. 実証試験

### (1) 業務における試験の実施

#### a. アンモニア分離速度の向上

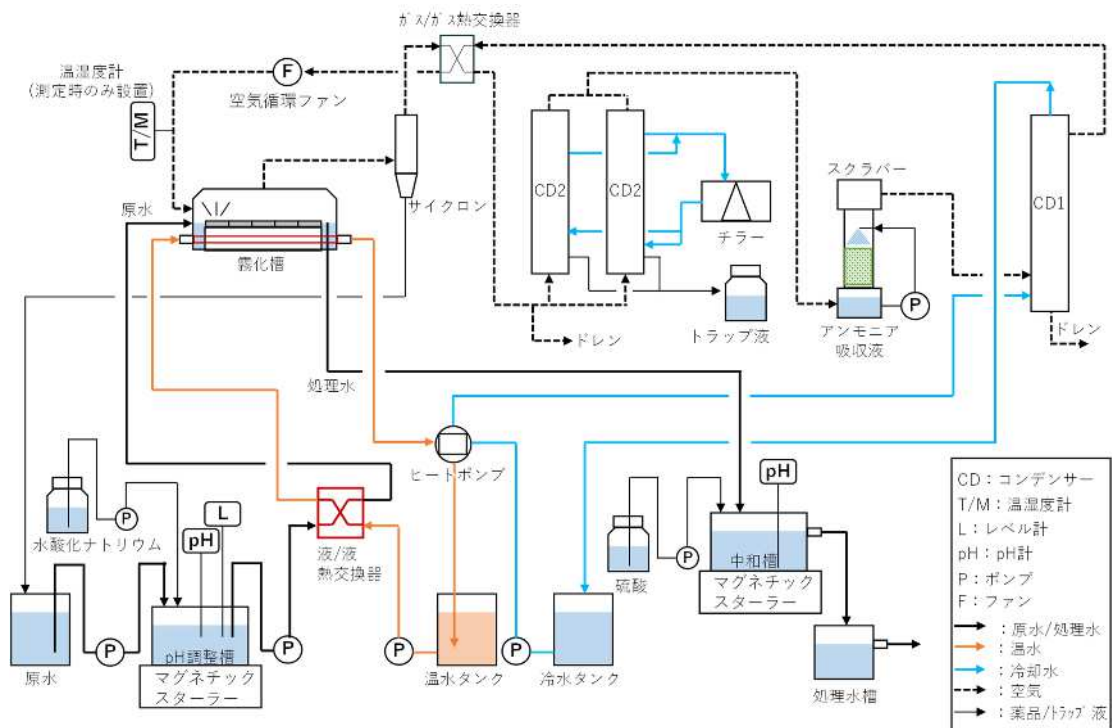
ランニングコスト及び CO<sub>2</sub> 排出削減における課題に対し改善策を検討し、試験の実施によって各々の効果を確認した。

薬品添加量低減に対しては、『原水脱炭酸による薬品添加量低減確認』、『CO<sub>2</sub> を利用したアンモニアの吸収』において改善効果があることを確認した。霧化分離装置の効率化に対しては、『適正な処理液面の高さ確認』、『ミスト発生地点への均等な空気供給』に改善効果があることを確認した。アンモニア回収部の消費電力低減に対しては、『必要付帯設備の見極め』で回収部の省力化が可能であることを見出した。

課題	改善対策	対策実施内容	効果の有無 (効果あり:○ 効果なし:—)
薬品添加量の低減	<ul style="list-style-type: none"> <li>・原水初期pHの上昇による薬品添加量低減</li> <li>・pH緩衝力の低下による薬品添加量低減</li> </ul>	1 原水脱炭酸(曝気法)による薬品添加量低減確認	○
		2 原水脱炭酸(減圧法)による薬品添加量低減確認	○
		3 原水脱炭酸(脱気塔)による薬品添加量低減確認	○
	<ul style="list-style-type: none"> <li>・薬品を使用しないアンモニアの高濃度吸収</li> </ul>	4 CO <sub>2</sub> を利用したアンモニアの吸収	○
霧化分離装置の効率化	<ul style="list-style-type: none"> <li>・霧化量の増加に伴うアンモニア分離速度の向上</li> </ul>	5 適正な処理液面高さの検討、超音波振動子の適正な設置角度の検討	処理液面高さ:○ 振動子設置角度:—
	<ul style="list-style-type: none"> <li>・複数振動子稼働下でのアンモニア分離速度維持</li> </ul>	6 ミスト発生地点への均等な空気供給	○
	<ul style="list-style-type: none"> <li>・霧化槽内処理水のpHの維持によるアンモニア分離速度の向上</li> </ul>	7 霧化槽内処理水のpHの維持	—
		8 原水流量の影響	—
	<ul style="list-style-type: none"> <li>・各振動子に均等に仕事をさせることによるアンモニア分離速度の向上</li> </ul>	9 原水の分散流入	—
	<ul style="list-style-type: none"> <li>・アンモニア分離速度の上昇</li> <li>・複数振動子稼働下でのアンモニア分離速度の維持</li> </ul>	10 霧化槽上部気相空間の増大	—
アンモニア回収部の消費電力低減	<ul style="list-style-type: none"> <li>・必要最小限の装置構成とすることによる装置全体の消費電力低減</li> </ul>	11 必要付帯装置の見極め	○

## b. アンモニア回収方法の確立

アンモニア回収液が副産肥料の公定規格を満たすこと、及びアンモニア回収部の省力化を両立させることを目的として、循環空気からのミストの除去と除湿を1つのコンデンサーで行う様、試験装置フローを改造した(冷却能力の高いコンデンサー2を使用することとし、コンデンサー1は上記行為には関与しないフローとした)。フロー改造後の装置で試験を行い、アンモニア分離速度が低下していないこと、及びアンモニア回収液が副産肥料の公定規格を満たしていることが確認できたことにより、上記目的の達成が可能であることを明らかにした。



### c. 排水処理に適した運転手法の確立

各種試験の実施を通して霧化槽内への固形物の蓄積や超音波振動子へのスケール付着状況を確認した。特に振動子へのスケール付着抑制には、運転終了後に霧化槽内を水道水で満たし振動子を1分間運転することが有効であることを見出した。その成果として、固形物蓄積の抑制を目的としたフラッシングと、振動子へのスケール付着防止を目的とした水の張替えと振動子運転を洗浄工程として組み込んだ装置の運転工程を考案した。

### (2) 試算用データ取得試験

アンモニア分離速度の向上を目的とした各種対策試験において改善効果が確認されたものを試験条件に取り入れ、試算用データ取得試験を実施した。その結果、令和6年度における結果と比較して、アンモニア分離速度が向上していることを確認した。

## 3. ランニングコスト・CO<sub>2</sub>削減効果の試算

各種対策試験の結果とアンモニア分離速度の結果に基づき、実証技術としてアンモニア分離回収装置を導入した場合の、モデルケースにおける排水処理に関わるランニングコスト及びCO<sub>2</sub>排出削減効果を試算した。その結果、本実証技術を導入しない従来技術と比較してランニングコストは35.3%削減、CO<sub>2</sub>排出量は8.35%削減でき、目標を達成できた。

#### 4. アンモニア回収効率、及びアンモニア純度検討

し尿処理、生ごみメタン発酵、下水処理の各々の排水処理に実証技術を導入した場合の、ランニングコスト及びCO<sub>2</sub>排出削減効果を試算した。その結果としてし尿処理への導入ではCO<sub>2</sub>排出削減においてメリットを得ることは困難と結論付けているものの、将来の資源循環社会のあるべき姿を考慮し、実証技術の導入先はし尿と生ごみを受入れてメタン発酵する施設が最適であるとした。

更に、将来の資源循環社会においてより実現性の高いし尿等と生ごみの受入れ割合を検討し、その施設への実証技術の導入によるランニングコスト及びCO<sub>2</sub>排出削減効果を試算した。その結果、実証技術を導入しない従来技術と比較してランニングコストは33.6%削減、CO<sub>2</sub>排出量は16.2%削減できることが明らかとなった。

#### 5. 実証技術の普及及び導入

廃棄物中のアンモニアの処理は環境への負荷が大きいこと、及び資源循環型社会の実現には家庭系から排出される生ごみをメタン発酵に取り込むことが重要であるということ考虑し、本実証技術を導入したメタン発酵施設の普及拡大には窒素回収に関する環境価値の評価、及び各家庭系生ごみをメタン発酵に取り込むための分別・収集方法の整備が必要であるとした。

上記を考慮した上で、4で試算したCO<sub>2</sub>排出量削減効果に基づき、実証技術導入施設の2050年までのロードマップ案を策定した。2026年度に現地実証を行い、2027年度には窒素回収に対する補助金等の整理を含めた各種制度の整理を行い、実証技術を導入した1号機施設が2030年に稼働、2030年以降本格的に実証技術の普及を図るという想定である。このロードマップ案に基づき、2050年までのCO<sub>2</sub>排出削減量を算出した。その結果、2050年時点における実証技術導入施設件数は35件であり、CO<sub>2</sub>排出削減量は累計で28,815tとなった。

# Overview

## 1. Project Overview

This demonstration project aims to reduce the running costs and carbon dioxide (CO<sub>2</sub>) emissions associated with wastewater treatment of digested slurry by introducing an ammonia separation and recovery device into a methane fermentation facility that accepts human waste and food waste. The target values are a reduction of at least 5% in running costs and at least 7% in CO<sub>2</sub> emissions compared to conventional technology.

The ammonia separation technology employs ultrasonic atomization. The source water used for testing was dewatered filtrate from methane fermentation digestate collected from the Akita Biogas Power Plant, a methane fermentation facility primarily using food waste as feedstock. In fiscal year 2024, using these devices and source water, we optimized ammonia separation conditions and confirmed the reduction effects on operating costs and CO<sub>2</sub> emissions for the target facility. However, neither target was achieved. The primary factors identified were significant chemical costs for operating expenses and substantial CO<sub>2</sub> emissions from the power consumption of the ammonia separation and recovery equipment. This fiscal year, improvement measures for these issues were examined, efforts were made to enhance ammonia separation and recovery efficiency, and the goal was to achieve the target reductions in operating costs and CO<sub>2</sub> emissions through the introduction of this technology.

## 2. Demonstration Testing

### (1) Implementation of Operational Testing

#### a. Improving Ammonia Separation Speed

Improvement measures were examined for the challenges of reducing operating costs and CO<sub>2</sub> emissions, and the effectiveness of each was confirmed through testing.

For reducing chemical dosage, improvements were confirmed in 'Verifying reduced chemical dosage through raw water decarbonation' and 'Ammonia absorption using CO<sub>2</sub>'. For improving atomization separation device efficiency, improvements were confirmed in 'Verifying optimal treatment liquid level height' and 'Ensuring uniform air supply to mist generation points'. For reducing power consumption in the ammonia recovery section, it was found that labor savings in the recovery section were possible through 'Identifying Necessary Auxiliary Equipment'.

## **b. Establishment of Ammonia Recovery Method**

To achieve both compliance of the recovered ammonia liquid with by-product fertilizer standards and labor savings in the ammonia recovery section, the test apparatus flow was modified to perform mist removal and dehumidification from the circulating air using a single condenser (condenser 2 with high cooling capacity was used, while condenser 1 was configured for a flow unrelated to the above operations). Tests conducted with the modified flow confirmed that the ammonia separation rate had not decreased and that the recovered ammonia solution met the specifications for by-product fertilizer, demonstrating that the above objectives could be achieved.

## **c. Establishment of Optimal Operating Methods for Wastewater Treatment**

Through various tests, we confirmed the accumulation of solids in the atomization tank and the scaling condition on the ultrasonic vibrator. Specifically, it was found that filling the atomization tank with tap water and operating the transducers for one minute after shutdown effectively suppresses scale adhesion to the transducers. As a result, an operational procedure was devised incorporating a flushing step to suppress solid accumulation and a water replacement and transducer operation step to prevent scale adhesion to the transducers as part of the cleaning process.

## **(2) Calculation Data Acquisition Test**

We conducted a test to acquire data for calculations, incorporating measures confirmed to be effective in various countermeasure tests aimed at improving ammonia separation rates. The results confirmed an improvement in ammonia separation rates compared to the results from fiscal year 2024.

## **3. Estimation of Running Costs and CO<sub>2</sub> Reduction Effects**

Based on the results of various countermeasure tests and ammonia separation rate results, we estimated the running costs associated with wastewater treatment and CO<sub>2</sub> emission reduction effects for a model scale when introducing the ammonia separation and recovery device as a demonstration technology. The results showed a 35.3% reduction in running costs and an 8.35% reduction in CO<sub>2</sub> emissions compared to conventional technology without introducing this demonstration technology, achieving the target.

#### **4. Ammonia Recovery Efficiency and Ammonia Purity Study**

We estimated the operating costs and CO<sub>2</sub> emission reduction effects when introducing the demonstration technology into wastewater treatment processes: human waste treatment, food waste methane fermentation, and sewage treatment. While the results concluded that introducing the technology into human waste treatment would likely yield limited benefits in CO<sub>2</sub> emission reduction, considering the future vision of a resource-recycling society, we determined that facilities accepting both human waste and food waste for methane fermentation are the optimal locations for introducing the demonstration technology.

Furthermore, the study examined the most feasible acceptance ratios for human waste and food waste in a future resource-recycling society and estimated the running costs and CO<sub>2</sub> emission reduction effects of introducing the proven technology into such facilities. The results revealed that compared to conventional technology without the proven technology, running costs could be reduced by 33.6% and CO<sub>2</sub> emissions by 16.2%.

#### **5. Dissemination and Introduction of Verified Technologies**

Considering the significant environmental burden of treating ammonia in waste, and the importance of incorporating household food waste into methane fermentation for the realization of a resource-recycling society, it was determined that expanding the use of this demonstration technology in methane fermentation facilities requires an evaluation of the environmental value of nitrogen recovery and the development of sorting and collection methods for incorporating household food waste into methane fermentation.

Based on the above considerations and the CO<sub>2</sub> emission reduction effects estimated in Section 4, a roadmap proposal for facilities adopting the demonstration technology by 2050 was formulated. This roadmap proposal involves conducting field demonstrations in fiscal year 2026, organizing various systems including subsidies for nitrogen recovery in fiscal year 2027, starting operation of the first facility adopting the demonstration technology in 2030, and aiming for full-scale dissemination of the demonstration technology after 2030. Based on this roadmap proposal, CO<sub>2</sub> emission reductions through 2050 were calculated. The results indicate that by 2050, 35 facilities will have adopted the demonstration technology, achieving cumulative CO<sub>2</sub> emission reductions of 28,815 tons.

# 目次

1. 業務概要	1
1.1 背景と目的	1
1.2 業務の概要	1
1.2.1 実証技術の概要	1
1.2.2 超音波霧化分離技術の特徴	3
1.2.3 業務の実施体制	4
1.2.4 目標設定	4
1.2.5 スケジュール	4
2. 実証試験	5
2.1 試験方法	5
2.1.1 試験装置の説明	5
2.1.2 使用原水の説明	10
2.1.3 課題・改善対策・対策実施内容の整理	11
2.1.4 各種対策効果確認試験	11
2.1.5 試算用データ取得試験	22
2.1.6 評価対象と評価方法	22
2.1.7 アンモニア回収方法の確立	23
2.1.8 排水処理に適した運転手法の確立	24
2.2 試験結果	24
2.2.1 各種対策効果確認試験	24
2.2.2 各種対策効果確認試験のまとめ	32
2.2.3 試算用データ取得試験	33
2.2.4 アンモニア回収方法の確立	34
2.2.5 排水処理に適した運転手法の確立	35
3. ランニングコスト・CO <sub>2</sub> 削減効果の試算	38
3.1 比較対象と試算範囲	38
3.2 試算条件	38
3.3 ランニングコスト・CO <sub>2</sub> 削減効果の試算	40
4. アンモニア回収効率、及びアンモニア純度検討	43
4.1 各種排水処理への導入検討	43
4.1.1 し尿処理への導入	43
4.1.2 生ごみメタン発酵への導入	50
4.1.3 下水処理への導入	57

4.2	アンモニア回収効率・純度が高くなる組合せ（実証技術の導入先）	60
5.	実証技術の普及及び導入	65
5.1	実証技術の普及による CO <sub>2</sub> 排出量削減効果及びロードマップ	65
5.2	実証結果の評価	66
6.	まとめ	68
6.1	業務内容の実施評価	68
6.2	目標の達成度評価	68
7.	補足資料	72
7.1	アンモニアの CO <sub>2</sub> 排出係数	72

## 1. 業務概要

### 1.1 背景と目的

し尿や生ごみといった、有機性廃棄物に含まれる炭素やリンを資源として回収する取組は、地域循環共生圏確立の観点からも重要であるが、回収後の残渣には有機物・窒素・リンなどの成分が豊富に残っている。資源回収拠点の周辺に農地が少ないなどの理由で残渣を液肥等で有効利用することが難しい場合は、残渣に含まれる汚濁成分を除去するための排水処理を行う必要があり、排水処理コストとエネルギー消費量の負担が大きいという問題が存在する。

地域循環共生圏の構築には、地域から出た多様な廃棄物を資源として有効利用するとともに、汚濁成分を含む残渣処理に伴うコストと CO<sub>2</sub> 排出量を最小限に抑えることが重要である。

有機性廃棄物からの資源回収としては、炭素はメタン発酵においてメタンガスとして、リンはし尿処理等の排水処理分野において、HAP（ヒドロキシアパタイト）や MAP（リン酸マグネシウムアンモニウム）として回収する技術が既に確立されている。しかしながら窒素成分（アンモニア）については、エネルギーや薬品を消費しながら処理しているのが現状である。

本事業ではこれらの課題を解決するために、地域の有機性廃棄物から窒素成分を資源として回収する資源循環の構築並びに、生ごみのメタン発酵やし尿処理における排水処理コスト削減及び CO<sub>2</sub> 排出量削減を同時に目指した技術を開発することを目的とした。

令和 6 年度の実証試験においては、超音波霧化分離法におけるアンモニア分離の最適条件の検討を行った。実験の結果見出した最適条件においてアンモニア分離速度試験を実施し、得られた結果を用いて、本技術をモデルケースに導入した際のランニングコスト及び CO<sub>2</sub> 排出量の削減効果を試算したが、両者共に削減には至らなかった。ランニングコストでは pH 調整やアンモニア回収に用いる薬品のコストが大きかったこと、CO<sub>2</sub> 排出量ではアンモニア分離回収装置の消費電力が大きかったことが、それぞれの主な要因であることを明らかにした。

今年度の実証試験では、令和 6 年度に明らかにした原因に対して改善策を検討したうえでアンモニア分離回収効率の向上に取り組み、本技術の導入によるランニングコスト及び CO<sub>2</sub> 排出量削減の目標値達成を目指した。

### 1.2 業務の概要

#### 1.2.1 実証技術の概要

##### ① 従来技術の課題

メタン発酵後の残渣やし尿に含まれる窒素成分の除去は、活性汚泥法による硝化脱窒が主に用いられる。図 1-1 に活性汚泥法による硝化脱窒の原理を示す。

排水中の窒素成分は主にアンモニアとして存在している。アンモニアは、硝化槽で曝気により供給される酸素を用いて酸化され亜硝酸を経て硝酸となる。次に硝酸は脱窒槽で排水中の有機物と反応し、酸素を奪われて窒素ガスとなり大気中に放出される。脱窒によって十分に硝酸を窒素ガス化するための理想的な炭素と窒素の比率は、3:1(C/N比=3)と言われている。しかし発酵残渣は、前段のメタン発酵によって有機物がバイオガスとして取り出されているため、硝酸を窒素ガス化するための有機物が不足している。この不足している有機物を補うため、一般的に脱窒槽にはメタノールが添加される。

活性汚泥法による硝化脱窒では、硝化槽の曝気に伴うエネルギー消費と、脱窒槽へのメタノール添加による薬品消費が、コスト及びCO<sub>2</sub>排出量を増加させる原因となっている。

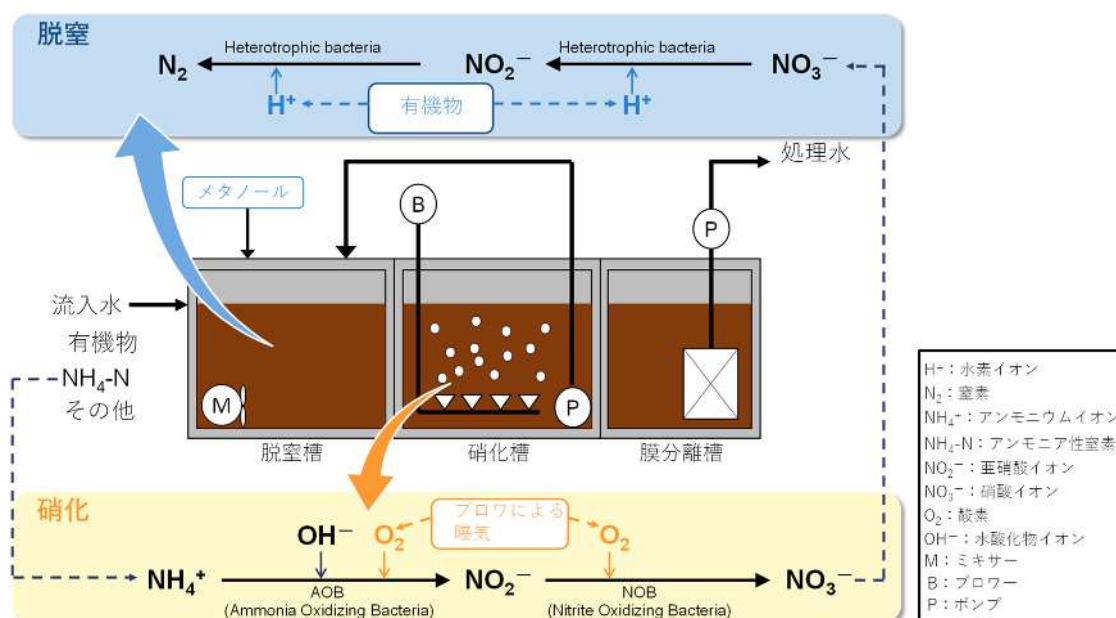


図 1-1 活性汚泥法による硝化脱窒の原理

## ② 実証技術のコンセプト

本実証技術のコンセプト概要図を図 1-2 に示す。アンモニア分離回収装置を硝化脱窒工程の前段に配置し、C/N 比の低い流入水からアンモニアを回収することで、硝化脱窒工程に流入する窒素負荷を低減すると共に、処理後の C/N 比を 3 に整えることが出来る。これにより、下記に示す 3 点のメリットが得られる。

- ・ 窒素負荷の低減により、アンモニアの硝化に必要な曝気量が低減する。
- ・ C/N 比を整えることにより、脱窒槽へのメタノール添加が不要となる。
- ・ 回収したアンモニアを有効利用することが出来る。

上記のメリットにより、排水の窒素除去に伴うコスト及びCO<sub>2</sub>排出量の削減につなげることが、本実証技術のコンセプトである。

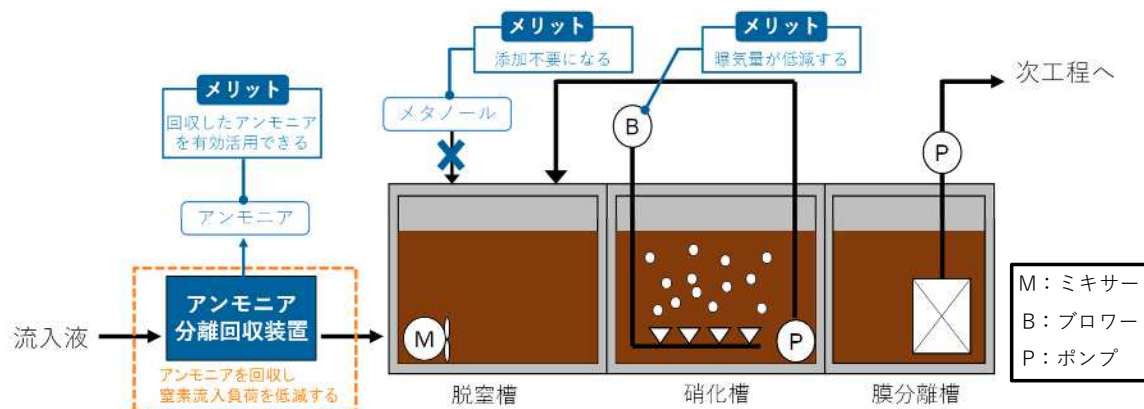


図 1-2 実証技術のコンセプト概要図

### 1.2.2 超音波霧化分離技術の特徴

アンモニア分離回収装置におけるアンモニア分離部には超音波霧化分離技術を採用している。図 1-3 に超音波霧化によるミスト発生 の概要図を示す。超音波振動子から発生する 1.6~2.4MHz の超音波を液体下部から照射することで、液体表面から微細なミストが発生し、液体の表面積を大幅に拡大することが可能になるという特徴がある。

液体に溶解しているアンモニアはほとんどがアンモニウムイオン(NH<sub>4</sub><sup>+</sup>)として存在しているが、溶液の pH や温度を上げると遊離の状態(NH<sub>3</sub>)となり、揮発する性質がある。超音波霧化分離技術を使用したアンモニアの分離方法では、アンモニアが遊離した溶液に超音波を照射し、ミスト化することによって溶液の表面積を拡大してアンモニアの揮発を促進させる。

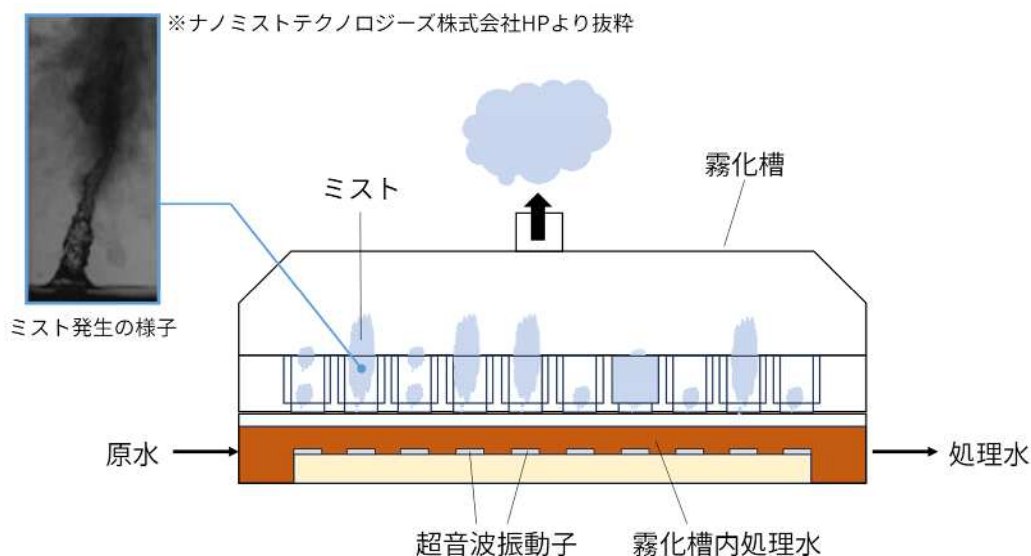


図 1-3 超音波霧化によるミスト発生 の概要図



## 2. 実証試験

### 2.1 試験方法

#### 2.1.1 試験装置の説明

本実証試験で使用した実証試験装置のフロー図を図 2-1 に、実証試験装置の仕様を表 2-1 に示す。また比較のため令和 6 年度における実証試験装置のフロー図を図 2-2 に示す。今年度は、アンモニアの回収純度の向上、アンモニア分離回収装置全体の消費電力の低減を目的として、循環空気のフローを『霧化分離槽→サイクロン→コンデンサー2→スクラバー→コンデンサー1』とした。ミスト及びアンモニアを含んだ循環空気からミストを効率よく凝縮除去させることで、スクラバーの回収液純度を向上させることができる。そのため任意に冷却温度を操作可能なコンデンサー2をスクラバーの前段に配置した。令和 6 年度の循環空気のフローは『霧化分離槽→サイクロン→コンデンサー1→スクラバー→コンデンサー2』であったが、コンデンサー1はヒートポンプによる熱交換で冷却している都合上、冷却温度を任意に操作することができなかった。

また代表的な機器の説明は下記のとおりである。

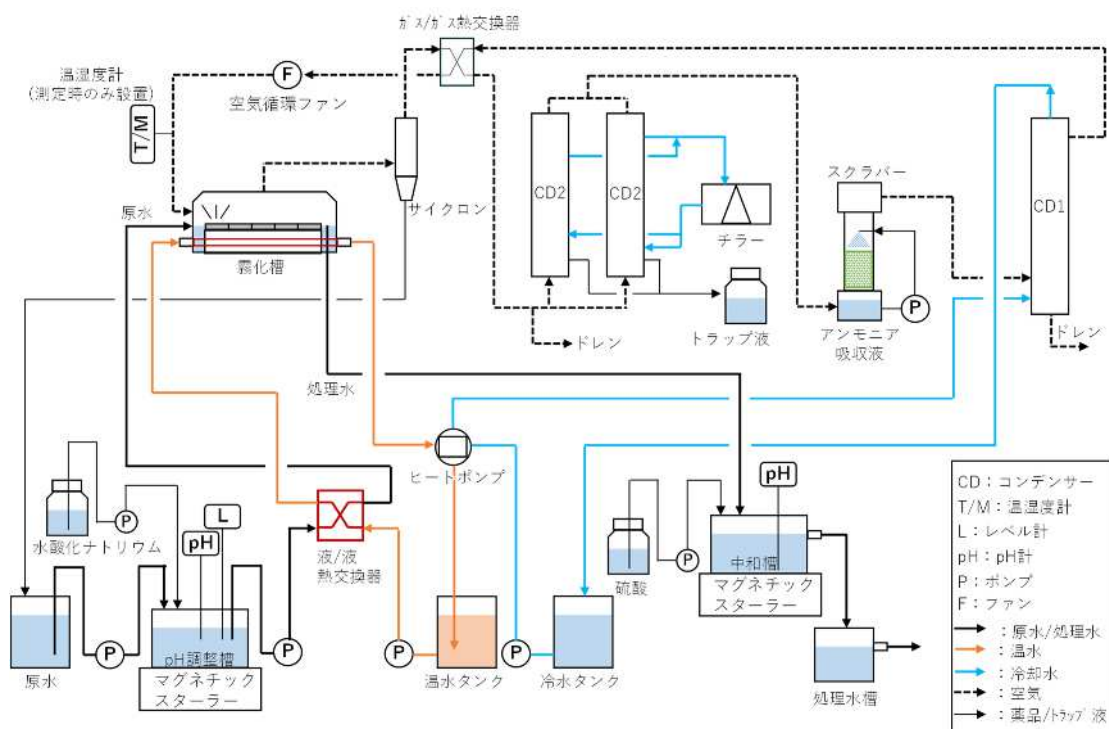


図 2-1 令和 7 年度の実証試験装置のフロー図



表 2-1 実証試験装置の仕様

装置仕様			
名称	アンモニア分離回収装置		
メーカー型式	USA-SH-6-C-HP		
処理方式	超音波霧化分離		
電源	3相 AC200V 最大25A		
外径寸法	W:2,000 D:1,460 H:2,548		
主要機器仕様			
No.	機器名	数	仕様
1	霧化槽	1	材質:HTPVC(透明)
2	pH調整槽	1	材質:PE 有効容量:2L
3	超音波振動子	10	接液面材質:SUS304 振動子周波数:2.0MHz
4	サイクロン	1	材質:SUS304
5	ガス/ガス熱交換器	1	材質:SUS304 伝熱面積:0.62m <sup>2</sup> 以上 標準風量0.5m <sup>3</sup> /min以上
6	コンデンサー1	1	フィン&パイプ式熱交換器 伝熱面積:2m <sup>2</sup> 以上 標準風量:0.5m <sup>3</sup> /min
7	ヒートポンプ	1	コンプレッサー出力:約1.76kW 冷凍(加熱)能力:5.5kW
8	液/液熱交換器	1	プレートタイプ式熱交換器
9	空気循環ファン	1	最大風量:2.5m <sup>3</sup> /min 最大静圧:11kPa
10	コンデンサー2	2	材質:SUS304 伝熱面積:各10m <sup>2</sup>
11	チラー	1	冷却能力:1,000W以上 冷媒:40%エチレングリコール
12	スクラバー	1	材質:アクリル 塔径:250A 充填材高さ:700 吸収液タンク容量:約13L 噴霧ノズル:いけうち製目詰まり解消形充円錐ノズルPPS樹脂製12L/min
13	中和槽	1	材質:PE 有効容量:2L

① pH 調整槽

原水と水酸化ナトリウム(NaOH)を混合し原水の pH をアルカリ側に調整する槽である。pH 調整槽に設置している pH 計で水酸化ナトリウム注入ポンプの運転/停止を制御することで、原水 pH が設定値となるようコントロールしている。

pH 調整された原水は定量ポンプで熱交換器に送られ昇温された後、霧化槽に送られる。



図 2-3 pH 調整槽

## ② 霧化槽

超音波振動子が設置されており、原水に超音波を照射してミストを発生させ、原水からアンモニアを揮発させる槽である。本実証試験装置は霧化槽内に超音波振動子を10個直列配置している。

発生したミスト及び揮発したアンモニアは、装置を循環している空気によって霧化槽から排出される。

霧化槽内部には温水配管が設置されており、運転中は霧化槽内の処理水温度が下がらないように加温している。温水は、ヒートポンプによりコンデンサー1を冷却する際に奪った熱を利用して加温している。



図 2-4 霧化槽

## ③ サイクロン、コンデンサー2

サイクロン及びコンデンサー2は、霧化槽から排出されたミスト及びアンモニアのうち、一部の重いミストを除去するために設置している。

サイクロンは比重の違いにより、ミストを比重の重いものと軽いものに分ける装置である。比重の重いミストはサイクロン下部に集まり、液体となって原水槽に戻される。比重の軽いミストはサイクロン上部から排出されて、コンデンサー2に流入する。

コンデンサー2は、チラーによって冷却しており、冷却温度を任意に操作可能である。コンデンサー2内部に流入したミストは冷却されて液滴となり、装置を循環している空気から排除される。



図 2-5 サイクロン(左)、コンデンサー2(右)

#### ④ スクラバー

スクラバーは流入するアンモニアを含む空気からアンモニアを回収するために設置している。

スクラバーは、吸収液貯槽、吸収液循環ポンプ、担体充填槽で構成されている。吸収液は担体充填槽上部から噴霧されて担体充填槽を流下し、下部に設置された吸収液貯槽に溜まって吸収液循環ポンプで再び担体充填槽上部に循環している。アンモニアを含む循環空気は担体充填槽下部の吸収液貯槽から流入し、担体充填槽を通過して上部の出口から排出される。担体充填槽を通過する間にアンモニアは吸収液と効率よく接触し、循環空気から吸収液に吸収される。吸収液には硫酸を使用し、実証試験の期間中吸収液は交換することなく、繰り返し使用した。



充填担体

スクラバー全景

図 2-6 スクラバー関連の写真

#### ⑤ コンデンサー1

コンデンサー1 は、内部を循環する水からヒートポンプにより熱を奪うことで冷却している。

フロー上はスクラバーの後段に配置しているが、ヒートポンプによる熱交換の都合上、任意に冷却温度を操作できず、コンデンサー2 よりも冷却能力が低いため、事実上は循環空気の冷却にはほとんど寄与していない。温水への熱供給源としてのみ機能している。



図 2-7 コンデンサー1

⑥ ヒートポンプ

ヒートポンプは原水及び霧化槽の加温とコンデンサー1の冷却のために設置している。

ヒートポンプはコンデンサー1と冷却水タンクを循環している冷却液を冷却し、その際に奪った熱で熱交換器-霧化槽-温水タンクを循環している水を加温している。霧化槽内の原水及び処理水が設定温度になるように、ヒートポンプの運転/停止を制御している。したがって、コンデンサー1の冷却温度はヒートポンプの運転状況によって左右される。

2.1.2 使用原水の説明

実証試験に使用した原水は、秋田バイオガス発電所から採取したメタン発酵消化液の脱水ろ液を使用している。

秋田バイオガス発電所は、事業性一般廃棄物及び産業廃棄物として食品残渣を受け入れ、これを原料としてメタン発酵している施設である。発酵残渣であるメタン発酵消化液は、固液分離後、脱水ろ液が水処理設備にて硝化脱窒処理されている。

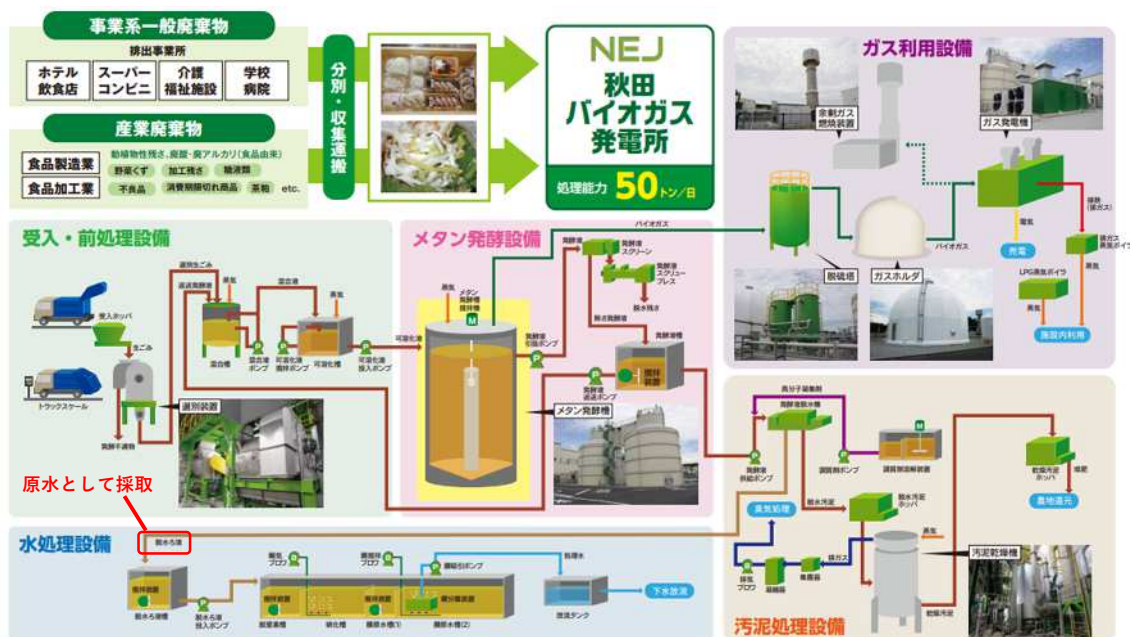


図 2-8 秋田バイオガス発電所フロー図(秋田バイオガス発電所パンフレットより抜粋)

### 2.1.3 課題・改善対策・対策実施内容の整理

令和6年度事業より得られた課題に対して、それぞれ改善対策及び対策実施内容を検討し、表2-2のとおり整理した。

表2-2 課題・改善対策・対策実施内容

課題	改善対策	対策実施内容	
薬品添加量の低減	<ul style="list-style-type: none"> <li>・原水初期pHの上昇による薬品添加量低減</li> <li>・pH緩衝力の低下による薬品添加量低減</li> </ul>	1	原水脱炭酸(曝気法)による薬品添加量低減確認
		2	原水脱炭酸(減圧法)による薬品添加量低減確認
		3	原水脱炭酸(脱気塔)による薬品添加量低減確認
	<ul style="list-style-type: none"> <li>・薬品を使用しないアンモニアの高濃度吸収</li> </ul>	4	CO <sub>2</sub> を利用したアンモニアの吸収
霧化分離装置の効率化	<ul style="list-style-type: none"> <li>・霧化量の増加に伴うアンモニア分離速度の向上</li> </ul>	5	適正な処理液面高さの検討、超音波振動子の適正な設置角度の検討
	<ul style="list-style-type: none"> <li>・複数振動子稼働下でのアンモニア分離速度維持</li> </ul>	6	ミスト発生地点への均等な空気供給
	<ul style="list-style-type: none"> <li>・霧化槽内処理水のpHの維持によるアンモニア分離速度の向上</li> </ul>	7	霧化槽内処理水のpHの維持
		8	原水流量の影響
	<ul style="list-style-type: none"> <li>・各振動子に均等に仕事をさせることによるアンモニア分離速度の向上</li> </ul>	9	原水の分散流入
	<ul style="list-style-type: none"> <li>・アンモニア分離速度の上昇</li> <li>・複数振動子稼働下でのアンモニア分離速度の維持</li> </ul>	10	霧化槽上部気相空間の増大
アンモニア回収部の消費電力低減	<ul style="list-style-type: none"> <li>・必要最小限の装置構成とすることによる装置全体の消費電力低減</li> </ul>	11	必要付帯装置の見極め

### 2.1.4 各種対策効果確認試験

#### ① 原水脱炭酸(曝気法)による薬品添加量低減確認

本試験は、原水中の炭酸濃度を曝気により低下させ、pH緩衝作用の低下に伴う、原水pH調整に要するアルカリ量の低減効果を確認するために実施した。

図2-9に試験装置図を示す。容器に5Lの試験原水を入れ、曝気強度40L/(L-原水・h)となるようエアポンプで曝気した。試験は室温で実施した。曝気開始から定期的に原水をサンプリングし、pH、NH<sub>4</sub>-N濃度、原水を各pHに調整するための25%水酸化ナトリウム添加量を測定した。

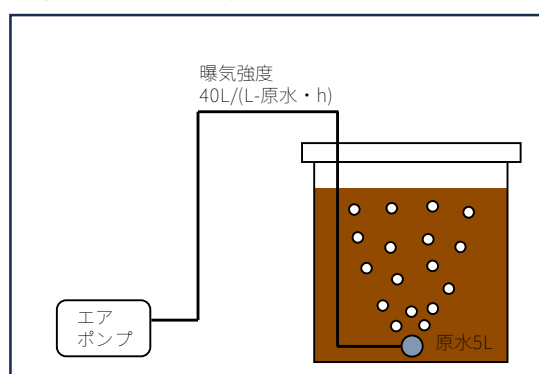


図2-9 原水脱炭酸(曝気法)の試験装置図

## ② 原水脱炭酸(減圧法)による薬品添加量低減確認

本試験は①と同様、脱炭酸による原水 pH 調整に要するアルカリ量の低減効果を確認するために実施した。

図 2-10 に試験装置図を示す。容器に 1.6L の試験原水を入れ、恒温槽で 50°C に保ち、アスピレータで吸引減圧した。アスピレータによる減圧後の容器内圧力は 43hPa と推定された。吸引減圧の際は、原水を攪拌子で攪拌しながら行った。減圧開始から定期的に原水をサンプリングし、pH、NH<sub>4</sub>-N 濃度、及び原水を各 pH に調整するための 25%水酸化ナトリウム添加量を測定した。

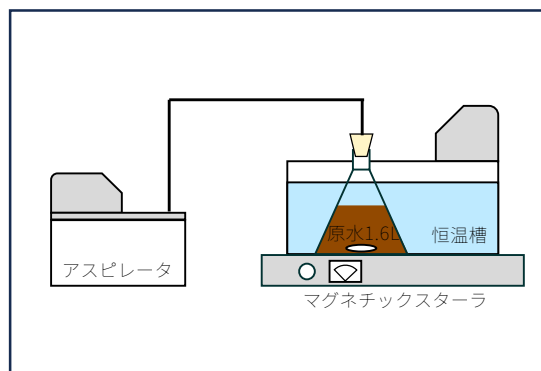


図 2-10 原水脱炭酸(減圧法)の試験装置図

## ③ 原水脱炭酸(脱気塔)による薬品添加量低減確認

本試験は①と同様、脱炭酸による原水 pH 調整に要するアルカリ量の低減効果を確認するために実施した。

図 2-11 に試験装置図を示す。原水 1.5L を容器に入れ、恒温槽内に設置して任意の温度に調整した。脱気塔には内径 30mm の透明塩ビ配管を使用し、内部に充填剤としておよそ 1cm 角の樹脂製繊維担体 (サラロック) を高さ 800mm になるよう充填した。脱気塔内の保温のため、脱気塔の周りにシリコンチューブを巻き、更に保温材で覆った。充填塔周りのシリコンチューブ内部には恒温槽内の水を循環させた。また、原水の保温のため、原水を移送するシリコンチューブにも保温材を巻いた。原水は充填塔の上から供給し、充填材及び空気と接触した物を処理水として脱気塔下部から採取した。空気は脱気塔下部側面から供給し、充填材を通過した空気は脱気塔上部側面から排出した。供給空気は実験室内の空気、室温のまま供給した。供給空気が脱気塔上部に向かって進行するようにするため、脱気塔下部の処理水チューブは液封構造とした。なお、処理開始前には処理水チューブ内に前回実験条件の処理水が残存しているため、新たな実験条件で 30 分以上処理を継続し、処理水チューブ内を新たな実験条件の処理水に置換してから処理水をサンプリングした。処理水における測定項目は pH、NH<sub>4</sub>-N 濃度、原水を各 pH に調整するための 25%水酸化ナトリウム添加量とした。表 2-3 に試験条件を示す。

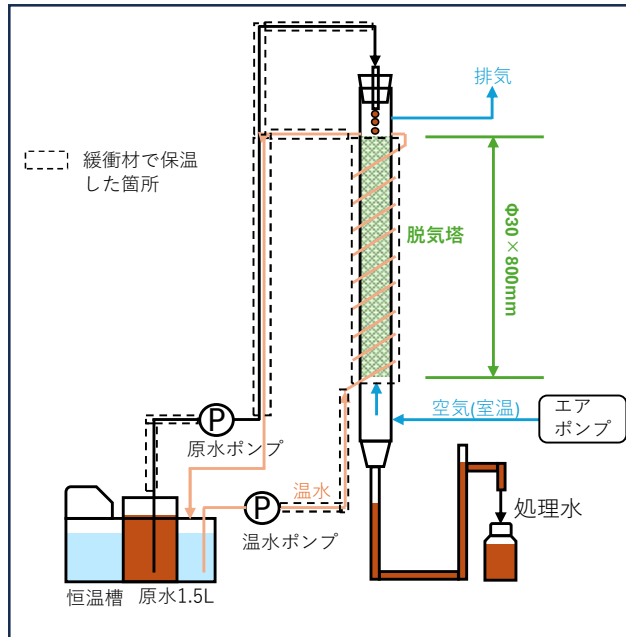


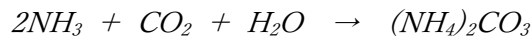
図 2-11 原水脱炭酸(脱気塔)の試験装置図

表 2-3 脱気塔による脱炭酸試験条件

試験番号	原水流量 (mL/min)	恒温槽温度 (°C)	空気流量 (L/min)	空気線速度 (m/s)
1	32	室温(28.5)	0	0
2			20	0.47
3			30	0.71
4			40	0.94
5		42.5	30	0.71
6		52.8	30	0.71

#### ④ CO<sub>2</sub>を利用したアンモニアの吸収

メタン発酵施設から発生するバイオガスにはおよそ 40%程度 CO<sub>2</sub>が含まれている。本技術により分離したアンモニアを、CO<sub>2</sub>を用いて吸収できれば、アンモニア回収のための薬品使用が不要となる。アンモニアと CO<sub>2</sub>の反応は下記式で表される。



上記反応式により、理論的にはスクラバーでアンモニアと CO<sub>2</sub>を同時に吸収させれば炭酸アンモニウムが生成するため、アンモニア吸収液は炭酸アンモニウムの溶解度に達するまで吸収可能と考えられる。そのため本試験は、バイオガス中の CO<sub>2</sub>がスクラバーにおけるアンモニアの吸収に利用できるかを確認するために実施した。

図 2-12 に試験装置図を示す。25%水酸化ナトリウム溶液を用いてあらかじめ pH を

10.5 に調整した原水 1.5L を容器に入れ、恒温槽内で 50°C に調整した。スクラバーには内径 30mm の透明塩ビ配管を使用し、内部に充填剤としておよそ 1cm 角の樹脂製繊維担体（サランロック）を高さ 800mm になるよう充填した。蒸留水 1L を容器に入れ、これを吸収液とした。吸収液はポンプでスクラバー上部より供給し、スクラバーと吸収液容器を室温下で循環させた。

試験では、約 4L/min で原水を連続的に曝気してアンモニアを追い出し、スクラバー内で吸収液に吸収させた。原水の曝気は 3 時間を 1 セットとし、3 時間の曝気を終えたら原水を新しい物に交換し、これを繰り返した。吸収液は試験の間交換することなく使用し続けた。原水と吸収液を定期的にサンプリングし、各々の pH、NH<sub>4</sub>-N 濃度を測定した。吸収液は、サンプリング後にサンプリングした量と同量の蒸留水を吸収液の容器に補填した。繰り返しアンモニアを吸収させることにより、吸収液によるアンモニアの吸収量が低下したら、吸収液に CO<sub>2</sub> を供給して補充した。CO<sub>2</sub> は純度 95% の実験用気体 [二酸化炭素] 580mL 缶 (ガス体積 5.0L) 2 本から供給した。CO<sub>2</sub> 供給の際は、スクラバーに吸収液を循環させながら、エアポンプの吸込みチューブにガス缶のノズルを挿し込み、エアポンプを運転しながらガス缶よりゆっくり供給した。また、CO<sub>2</sub> 供給の際は、エアポンプの供給ラインを切り替え、エアポンプから CO<sub>2</sub> をスクラバー下部側面に直接供給した。

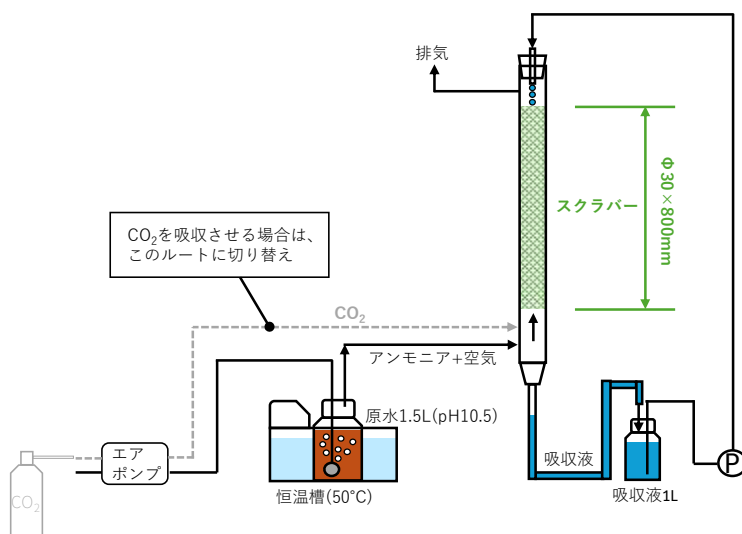


図 2-12 CO<sub>2</sub> を利用したアンモニアの吸収試験装置図

⑤ 適正な処理液面高さの検討、超音波振動子の適正な設置角度の検討

超音波霧化においては、超音波振動子から処理液面までの高さや超音波振動子の設置角度によってミスト発生量に違いが生じることが知られている。本試験は、アンモニア分離速度の向上を目的として、試験原水においてミスト発生量及びアンモニア分離速度が最大となる処理液面の高さ及び超音波振動子の設置角度を検討するた

めに実施した。

図 2-13 に本実証試験装置の超音波振動子と処理液面の高さの関係及び超音波振動子の設置角度を示す。本実証試験装置の超音波振動子から処理液面までの高さは初期状態で 30.5mm、設置角度は  $0^\circ$  である。処理液面までの高さを変更する際は、図 2-14 に示す様に、処理水出口と同じ口径のホースを切り取り、処理水出口配管に上に重ねることで、処理水出口配管の高さを調整した。また、超音波振動子設置角度を変更する際は、図 2-15 に示す様に、霧化槽本体を短手方向に傾け、傾斜板を下部に挟み込んで固定した。

試験条件を表 2-4 に示す。

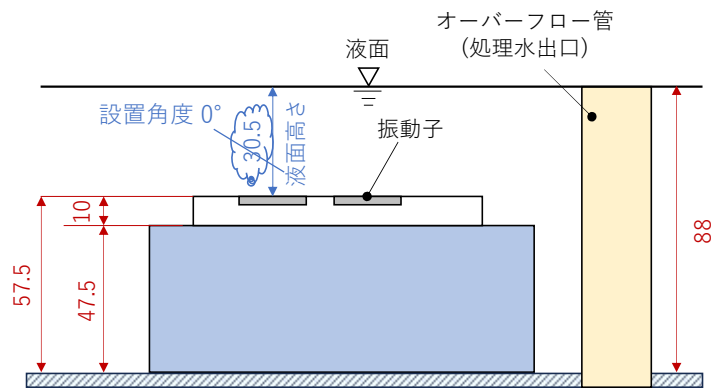


図 2-13 超音波振動子と処理液面高さの関係及び超音波振動子の設置角度



図 2-14 処理液面高さの調整方法



図 2-15 超音波振動子設置角度の調整方法

表 2-4 適正な処理液面高さ及び超音波振動子の設置角度の確認における試験条件

処理液面高さ [mm]	振動子 設置角度 [°]	原水NH <sub>4</sub> -N濃度 [mg/L]	原水供給量 [mL/min]	霧化槽液温 [°C]	原水pH [-]	循環空気量 [L/min]	コンデンサー2 冷却温度 [°C]	稼働振動子数 [cell]
30.5	0	3,310	50	52	9.5	500	0	2
	5	3,520						
	7	3,120						
	9	3,260						
33	0	3,440						
	5	3,200						
	7	3,100						
	9	2,860						
35	0	3,580						
	5	3,770						
	7	3,250						
	9	3,170						
37	0	3,090						
	5	3,010						
	7	2,870						
	9	2,780						

⑥ ミスト発生地点への均等な空気供給

処理水からのミストは、超音波振動子上部に配置された各縦管内部で発生する。効率的なミストの発生とそれに伴うアンモニア効率的な分離には、各縦管への均等で連続した空気の供給が重要となる。令和6年度の試験において、縦管からのミスト排出は断続的であり、また各縦管によってミスト排出量が異なることが目視確認された。この状況を改善することによって、ミスト発生量の向上及びそれに伴うアンモニア分離量の向上が期待できると考え、各縦管に均等に空気を供給できるように霧化槽を改造した。

本試験は、霧化槽改造前後で同じ試験を実施し、改造によるミスト発生量及びアンモニア分離速度の向上効果を確認するために実施した。

改造前と改造後の霧化槽への空気供給部を図 2-16 に示す。また、本試験の条件を表 2-5 に示す。改造後は、空気流入部に抵抗板(複数のパンチ穴を設けた板)を設けて空気抵抗を大きくすることで、各縦管に流入する手前で空気が霧化槽の幅方向に広がる工夫をしている。また、各縦管の間に仕切り板を設けて、各縦管の部屋に流れ込んだ空気が他の縦管の部屋に流れ込まないようにしている。

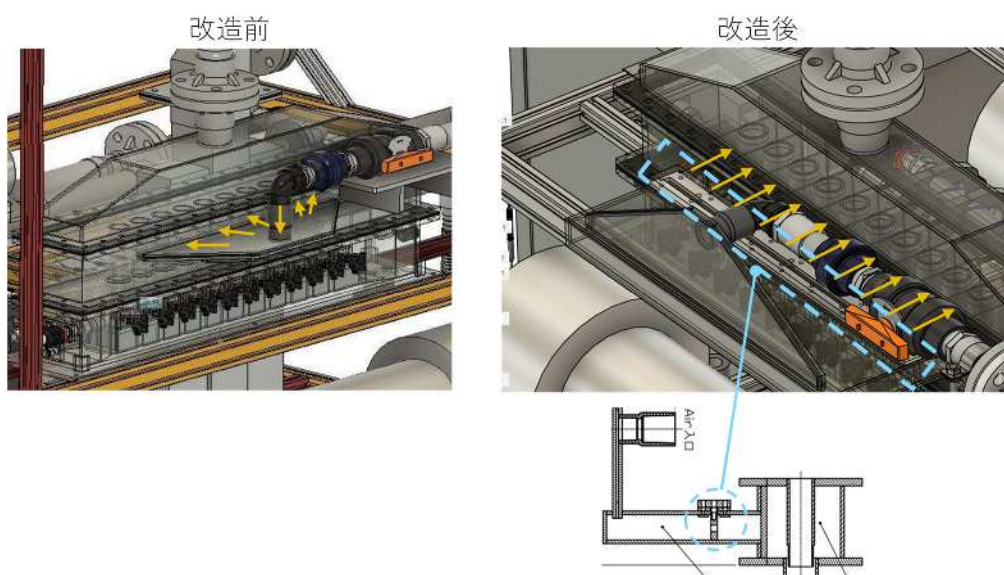


図 2-16 改造前と改造後の霧化槽への空気供給部

表 2-5 ミスト発生地点への均等な空気供給の効果確認試験条件

	処理液面高さ [mm]	振動子 設置角度 [°]	原水NH <sub>4</sub> -N濃度 [mg/L]	原水供給量 [mL/min]	霧化槽液温 [°C]	原水pH [-]	循環空気量 [L/min]	コンデンサー2 冷却温度 [°C]	稼働振動子数 [cell]
改造前	30.5	0	3,590	50	50	9.5	400	0	2
改造後			3,170						

⑦ 霧化槽内処理水の pH の維持

本実証試験装置の処理フローは、原水の pH 調整→原水の熱交換(昇温)→超音波霧化処理(アンモニア分離)となっており、超音波霧化処理の前に予め原水の pH を調整している。霧化槽内では、超音波霧化処理によるアンモニアの分離に伴い、処理水の pH が低下する。本試験は、霧化槽内処理水の pH 低下抑制による、アンモニア分離速度の向上効果を確認するために実施した。

試験は下記 3 種類の方法で実施し、効果を比較した。

a. pH 調整(pH9.5)→昇温→霧化分離〔従来法〕

従来どおりの方法で、本試験の効果の比較対象である。

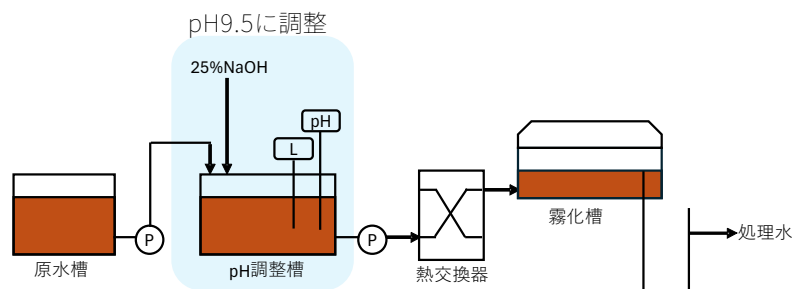


図 2-17 従来処理フロー

b. pH 調整(pH9.94)→昇温→霧化分離〔低下分を予め補填〕

霧化槽から排出された処理水 pH を測定し、処理水 pH が 9.5 を維持するように原水 pH を従来よりも高めに調整する方法。

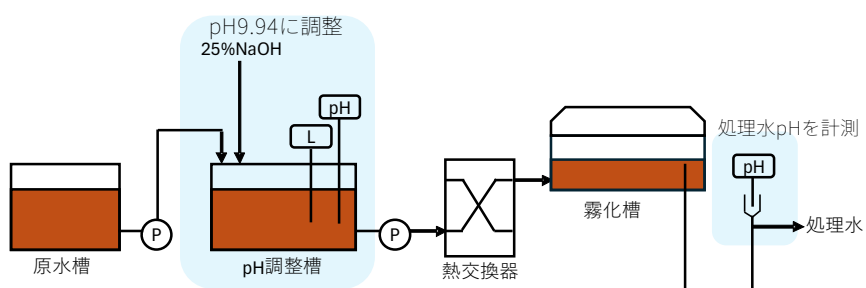


図 2-18 処理水の pH 低下分を予め補填しておく方法

c. 昇温→霧化分離+pH 調整〔霧化槽内 pH 調整〕

霧化槽と pH 調整槽で霧化槽内処理水を循環させ、霧化槽内処理水の pH を 9.5 で一定に保つ方法。

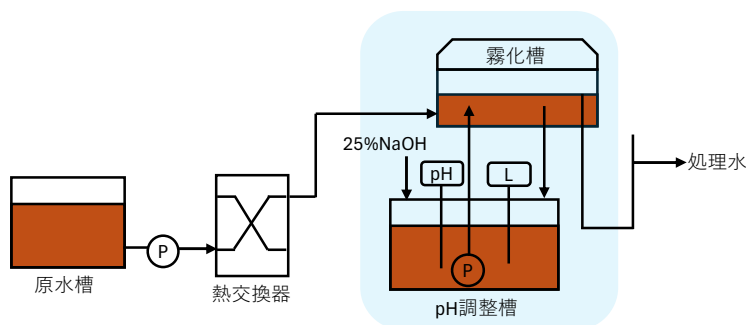


図 2-19 霧化槽内処理水の pH を一定に保つ方法

また、各々の試験における条件は表 2-6 のとおりとした。

表 2-6 霧化槽内処理水の pH の維持における効果確認試験条件

	処理液面高さ [mm]	振動子 設置角度 [°]	原水NH <sub>4</sub> -N濃度 [mg/L]	原水供給量 [mL/min]	霧化槽液温 [°C]	原水pH [-]	循環空気量 [L/min]	コンデンサー2 冷却温度 [°C]	稼働振動子数 [cell]
従来法	30.5	0	3,170	50	50	9.5	400	0	2
低下分を予め補填			3,450	59		9.94			
霧化槽内pH調整			4,080	50		霧化槽内処理水を 9.5に調整			

#### ⑧ 原水流量の影響

本試験は、原水流量を増加させることで霧化槽へのアルカリの供給量を増やし、霧化槽内処理水の pH の低下を緩和することによる、アンモニア分離速度の向上効果を確認するために実施した。

試験条件は表 2-7 のとおりとした。

表 2-7 原水流量の影響確認試験条件

	処理液面高さ [mm]	振動子 設置角度 [°]	原水NH <sub>4</sub> -N濃度 [mg/L]	原水供給量 [mL/min]	霧化槽液温 [°C]	原水pH [-]	循環空気量 [L/min]	コンデンサー2 冷却温度 [°C]	稼働振動子数 [cell]
従来通り	30.5	0	3,170	53	50	9.5	400	0	2
原水流量1.5倍			3,050	77					

#### ⑨ 原水の分散流入

図 2-20 に従来の原水流入方法と原水の分散流入方法を示す。本実証試験装置の原水流入口は、霧化槽の左側面からの 1 箇所のみである。霧化槽に流入した原水は、霧化槽右側の処理水出口に向かって進行し、進行の過程で各超音波振動子上部を通過する際、超音波作用を受けて各超音波振動子上部でミストが発生しアンモニアが分離する。このため、理論的には原水流入口から処理水出口に向かって霧化槽内処理水のアンモニア濃度は低下していく。アンモニア分離速度は処理対象液のアンモニア濃度に依存するため、霧化槽内では原水流入口付近の超音波振動子はアンモニア分離速度が高く、反対に処理水出口付近の超音波振動子はアンモニア分離速度が低くなることが予想され、各超音波振動子のアンモニア処理速度に差が生じていることが懸念された。

本試験では、原水を各超音波振動子上部に均等に分散して流入させることによって、各超音波振動子のアンモニア処理速度の差が緩和され、総合的にアンモニア分離速度が向上するかを確認するために実施した。試験条件は表 2-8 のとおりとした。

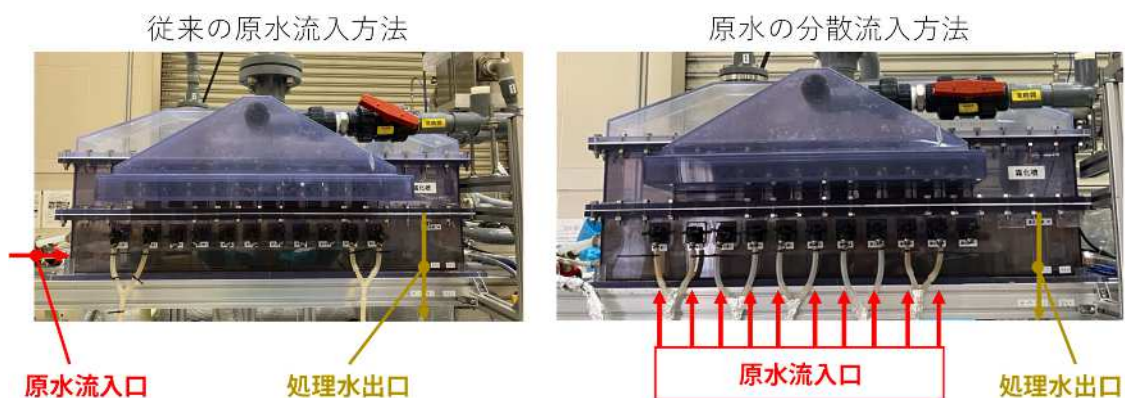


図 2-20 従来の原水流入方法(左)と原水の分散流入方法(右)

表 2-8 原水分散流入の効果確認試験条件

原水流入方法	処理液面高さ [mm]	振動子 設置角度 [°]	原水NH <sub>4</sub> -N濃度 [mg/L]	原水供給量 [mL/min]	霧化槽液温 [°C]	原水pH [-]	循環空気量 [L/min]	コンデンサー2 冷却温度 [°C]	稼働振動子数 [cell]
従来通り (霧化槽左側面 1箇所から)	30.5	0	2,520	95	52	9.5	500	0	9
分散流入 (各振動子上部へ)			2,680						

#### ⑩ 霧化槽上部気相空間の増大

本実証試験装置の霧化槽は、「霧化部」、「縦管部」、「気相部」の3つの層から成っている。霧化部は処理水に超音波を作用させる層、縦管部は超音波振動により発生したミストを循環空気により気相部へ排出させる層、気相部は各縦管から排出されたミストが合流する層である。

運転状況の目視確認において、縦管部より排出されたミストを含む空気が気相部の天井に勢いよく衝突することによる、結露の発生が確認された。また、天井に衝突した空気が左右に分散し、隣接する縦管からの空気の流れを遮っているようにも見えた。このことから、気相部の天井を高くし、ミストを含む空気が天井に衝突するのを緩和することで、気相部におけるミストの結露の抑制及び各縦管からの空気排出の平準化が可能となり、アンモニア分離速度の向上に繋がると考えられた。

本試験は、霧化槽気相部の空間を大きくし、天井を高くすることによって、アンモニア分離速度が向上するか確認するために実施した。気相部空間の増大は、図 2-21 に示すように縦管部と気相部の間に縦管部と同等の体積を持つ気相部 2 を挿入することによって実現した。試験条件は表 2-9 のとおりとした。

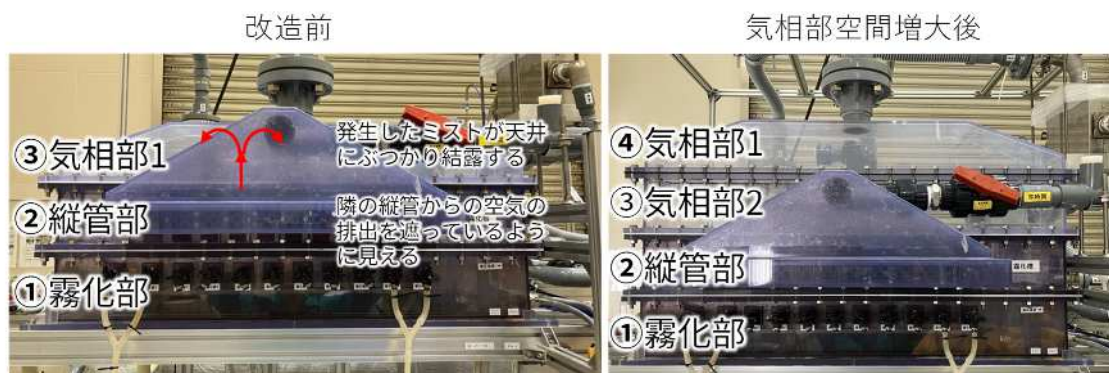


図 2-21 気相部空間増大前(左)と気相部空間増大後(右)

表 2-9 霧化槽上部気相空間の増大効果確認試験条件

	処理液面高さ [mm]	振動子 設置角度 [°]	原水NH <sub>4</sub> -N濃度 [mg/L]	原水供給量 [mL/min]	霧化槽液温 [°C]	原水pH [-]	循環空気量 [L/min]	コンデンサー2 冷却温度 [°C]	稼働振動子数 [cell]
従来通り (気相部増大前)	30.5	0	3,171	50	50	9.5	400	0	2
気相部増大後			3,326						

⑪ 必要付帯装置の見極め

本実証試験装置には2種類のコンデンサーが設置されているが、令和6年度の成果として、アンモニア分離回収装置の消費電力が大きいという課題が明らかとなった。そのため、コンデンサーを1つとし、アンモニア分離回収装置の省力化が可能か検討を行うこととした。

本実証試験装置の2種類のコンデンサーはそれぞれ次のような特徴を持っている。

a. コンデンサー1

冷却温度を任意にコントロールできず、冷却能力は弱い。(ヒートポンプによる熱交換で冷却しており、原水の加温が熱交換の律速となっているため。)

b. コンデンサー2

チラーによって任意に冷却温度をコントロールでき、冷却能力が高く0°C未満まで冷却が可能である。

令和6年度の試験では、コンデンサー1はスクラバーの前段で不要なミストと不純物の除去を、コンデンサー2は霧化槽の前段で循環空気の除湿を、それぞれ役割として担っていた(図2-2参照)。今年度は冷却能力の高いコンデンサー2をスクラバーの前段に配置し(図2-1参照)、不純物の除去と、循環空気の除湿の両方を行わせ、コンデンサー1は循環空気の冷却にはほぼ寄与しないようにした(原水の加温に必要なため、ヒートポンプによる熱交換は実施した)。試験条件は表2-10のとおりである。

表 2-10 付帯装置見極め試験条件

	処理液面高さ [mm]	振動子 設置角度 [°]	原水NH <sub>4</sub> -N濃度 [mg/L]	原水供給量 [mL/min]	霧化槽液温 [°C]	原水pH [-]	循環空気量 [L/min]	コンデンサー2 冷却温度 [°C]	稼働振動子数 [cell]
フロー見直し前 (コンデンサー1、 コンデンサー2併 用)	30.5	0	3,200	50	50	9.5	400	0	1
フロー見直し後 (コンデンサー2の み使用)			3,580					2	
			3,080						
			3,420						
			3,810						
			4,280						
	28.6(冷却無し)								

### 2.1.5 試算用データ取得試験

表 2-11 に試算用データ取得試験における試験条件を示す。試算用データ取得試験は、霧化槽内での処理水の濃度勾配によるアンモニア分離速度の変化を把握するため、原水のNH<sub>4</sub>-N濃度を変えて試験を行い、原水濃度とアンモニア分離速度の関係を調査した。原水NH<sub>4</sub>-N濃度は、秋田バイオガス発電所から採取した硝化脱窒処理水を原水に加えることで調整した。試験条件には、各種対策効果確認試験においてアンモニア分離速度の向上が認められた条件を反映させた。

各条件において定常状態の処理水を得るため、各試験は少なくとも3時間以上処理を続けた。処理開始時に原水及びスクラバーからアンモニア吸収液を採取し、その後は1時間毎に処理水、コンデンサー1トラップ液、コンデンサー2トラップ液、アンモニア吸収液を採取した。採取した各液のNH<sub>4</sub>-N濃度は、イオン電極法で測定した。

表 2-11 試算用データ取得試験条件

処理液面高さ [mm]	振動子 設置角度 [°]	原水NH <sub>4</sub> -N濃度 [mg/L]	原水供給量 [mL/min]	霧化槽液温 [°C]	原水pH [-]	循環空気量 [L/min]	コンデンサー2 冷却温度 [°C]	稼働振動子数 [cell]
35	0	2,810	50	55	9.5	500	0	1
		2,310						
		1,640						
		976						

### 2.1.6 評価対象と評価方法

#### ① アンモニア分離速度

アンモニア分離速度は、単位時間あたりに1個の超音波振動子の作用によって、原水中のアンモニア性窒素が分離除去された量として評価するものとし、下記式によって算出した。

$$V = \frac{(Q_1 \times C_1 - Q_2 \times C_2)}{n}$$

V : アンモニア分離速度[mg-N/(h・cell)]

Q<sub>1</sub> : 原水供給量[L/h]

C<sub>1</sub> : 原水 NH<sub>4</sub>-N 濃度[mg-N/L]

Q<sub>2</sub> : 処理水量[L/h]

C<sub>2</sub> : 処理水 NH<sub>4</sub>-N 濃度[mg-N/L]

n : 稼働振動子数[cell]

## ② ミスト発生量

本試験装置内では、超音波作用によるミスト発生その他、加温による処理水の蒸発、スクラバーによる加湿、循環経路内での結露などが起こっており、ミスト発生量自体を直接測定することは出来ない。そのため、ミスト発生量は下記式により近似的に求めた。

$$Q_M = \frac{(Q_{CD2} - Q_S)}{T}$$

Q<sub>M</sub> : ミスト発生量 [mL/h]

Q<sub>CD2</sub> : コンデンサー2 回収液量[mL]

Q<sub>S</sub> : アンモニア吸収液減少量[mL]

T : 試験時間[h]

### 2.1.7 アンモニア回収方法の確立

2.1.4 の①必要付帯装置の見極めで記載したとおり、アンモニア分離回収装置全体の消費電力削減のため、コンデンサー2 をスクラバーの前段に置いたフロー（図 2-1 参照）において各種試験を実施した。それぞれの試験で分離したアンモニアをスクラバーで吸収液(25%硫酸)に吸収させ、一連の試験が完了した後、吸収液の水質を分析した。なお、吸収液は一連の試験の間交換することはせず、蒸発によって減量した分を適宜補填するようにした。表 2-12 にアンモニア吸収液の水質分析項目を示す。アンモニアを回収した吸収液の用途を肥料としているため、分析項目にはまず肥料規格関連項目を加えた。また、その他霧化分離によって回収し得る不純物を把握するため、有機酸、重金属、その他汚濁物質を項目に加えた。

表 2-12 アンモニア吸収液の水質分析項目

分析項目		
肥料規格関連項目	NH <sub>4</sub> -N	mg/L
	PO <sub>4</sub> -P	mg/L
	K	mg/L
	硫酸化合物	%(w/w)
	ひ素	mg/L
	亜硝酸(HNO <sub>2</sub> )	%(w/w)
	ピウレット性窒素	%(w/w)
	スルファミン酸	%(w/w)
有機酸	ギ酸	mg/L
	酢酸	mg/L
	プロピオン酸	mg/L
	イソ酪酸	mg/L
	ノルマル酪酸	mg/L
	イソ吉草酸	mg/L
	ノルマル吉草酸	mg/L
重金属関連	Cd	mg/L
	Hg	mg/L
その他汚濁物質	ATU-BOD	mg/L
	TOC	mg/L
	T-C	mg/L
	T-N	mg/L
	NO <sub>3</sub> -N	mg/L

### 2.1.8 排水処理に適した運転手法の確立

本試験装置に採用している超音波霧化分離装置は元来アルコールの蒸留技術として開発されたものである。基本的な運転方法についてはオリジナルの方法を排水処理にもそのまま導入できることを令和6年度の試験によって確認できた。しかしながら、固形物の蓄積やスケール成分の付着は、排水処理に提供する上で検討しなければならない特有の課題である。そのため、2.1.4 で実施する一連の試験を通じて、霧化槽内への固形物の蓄積状況や超音波振動子へのスケール成分の付着状況を目視確認し、状況に応じてこれを抑制する方法を検討した。

## 2.2 試験結果

### 2.2.1 各種対策効果確認試験

#### ① 原水脱炭酸(曝気法)による薬品添加量低減確認

図 2-22 に曝気時間と処理水 pH 及び NH<sub>4</sub>-N 濃度の関係を示す。曝気開始前の原水の pH は 8.3、NH<sub>4</sub>-N 濃度は約 3,500mg/L であった。曝気開始と共に処理水 pH の上昇が確認され、曝気開始から 24 時間までは pH の上昇が顕著であったが、24 時間以降は pH の上昇は緩やかとなった。NH<sub>4</sub>-N 濃度は曝気開始から 6 時間までは変化無かつ

たが、24 時間経過時には濃度の低下が確認された。曝気により炭酸が除去され pH が上昇し、pH の上昇に伴って遊離アンモニアの割合が増加することでアンモニアが除去されたと考えられる。したがって、炭酸とアンモニアでは炭酸の除去が先行して起こることが推察された。

図 2-23 に曝気時間と pH 調整に要する 25%水酸化ナトリウム添加量の関係を示す。曝気時間の経過とともに、いずれの pH に調整する場合においても水酸化ナトリウム添加量が低下した。炭酸濃度の低下による処理水 pH の上昇効果と、pH 緩衝作用の低下が寄与していると考えられる。処理水のアンモニア濃度が低下しない曝気時間 6 時間後において、処理水 pH を 9.5 に調整する場合、25%水酸化ナトリウム添加量は 14.3g/L となり、曝気無しの場合(24.4g/L)と比較して水酸化ナトリウム添加量が 41.4%低減した。このことから、曝気により脱炭酸することによって、pH 調整に必要な水酸化ナトリウム添加量を低減できることが確認できた。

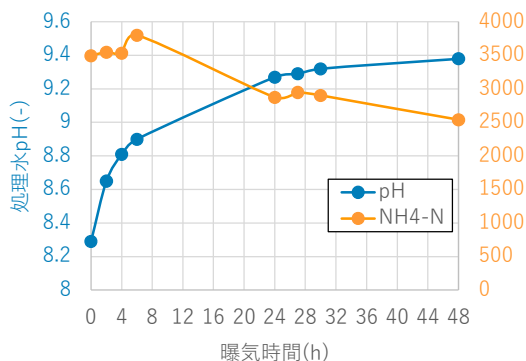


図 2-22 曝気時間と処理水 pH 及び NH<sub>4</sub>-N 濃度の関係

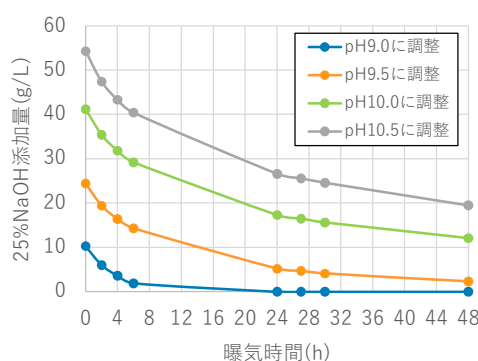


図 2-23 曝気時間と pH 調整に要する 25%水酸化ナトリウム添加量の関係

## ② 原水脱炭酸(減圧法)による薬品添加量低減確認

図 2-24 に減圧時間と処理水 pH 及び NH<sub>4</sub>-N 濃度の関係を示す。減圧開始前の原水の pH は 8.6、NH<sub>4</sub>-N 濃度は約 2,500mg/L であった。減圧開始 1 時間後の処理水 pH は 8.9 まで上昇し、2 時間後には 8.3 まで低下した。NH<sub>4</sub>-N 濃度は減圧開始 1 時間後は変化なかったが、2 時間後に 2,000mg/L まで減少した。

図 2-25 に減圧時間と pH 調整に要する 25%水酸化ナトリウム添加量の関係を示す。時間の経過とともに、いずれの pH に調整する場合においても水酸化ナトリウムの添加量が低下した。減圧開始 1 時間後において、処理水 pH を 10 に調整する場合、25%水酸化ナトリウム添加量は 16.7g/L となり、減圧無しの場合(28.7g/L)と比較して水酸化ナトリウム添加量が 41.8%低減した。このことから、原水の減圧においても曝気と同様に pH 調整に必要な水酸化ナトリウム添加量が低減できることが確認できた。

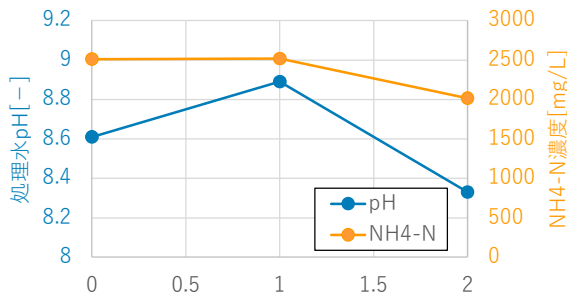


図 2-24 減圧時間と処理水 pH 及び NH<sub>4</sub>-N 濃度の関係

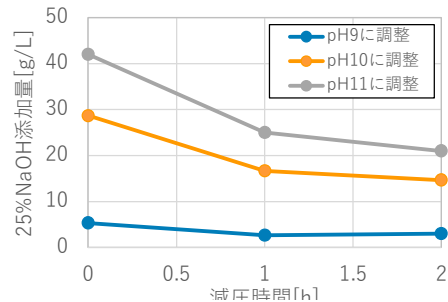


図 2-25 減圧時間と pH 調整に要する 25% 水酸化ナトリウム添加量の関係

③ 原水脱炭酸(脱気塔)による薬品添加量低減確認

図 2-26 に脱気塔処理による処理水 pH 及び NH<sub>4</sub>-N 濃度への影響を示す。脱気塔処理を行っていない原水は pH8.31、NH<sub>4</sub>-N 濃度は 3,350mg/L であった。原水温度を室温下で脱気塔処理した場合、いずれの空気線速度においても処理水の pH は 8.35 以上となり、わずかに上昇した。原水温度を 42.5°C及び 51.8°Cに上げ、空気線速度 0.71m/s で処理した場合は、処理水 pH はそれぞれ 8.38 及び 8.43 まで上昇した。また、いずれの条件の場合においても、NH<sub>4</sub>-N 濃度に変化は無かった。

図 2-27 に脱気塔処理による pH 調整用水酸化ナトリウム添加量の低減効果を示す。室温下で原水を脱気塔処理した場合、空気線速度 0.47m/s 以上で pH9.5 に調整するための水酸化ナトリウム添加量は 25.9g/L となり、脱気塔処理しない場合(27.3g/L)より水酸化ナトリウム添加量は 5.1%低減した。更に、原水温度 51.8°C、空気線速度 0.71m/s の条件下では、水酸化ナトリウム添加量は 23.4g/L となり 14.3%の低減効果があった。このことから、脱気塔でも原水の pH 調整に必要な水酸化ナトリウム添加量を低減できることが明らかとなった。

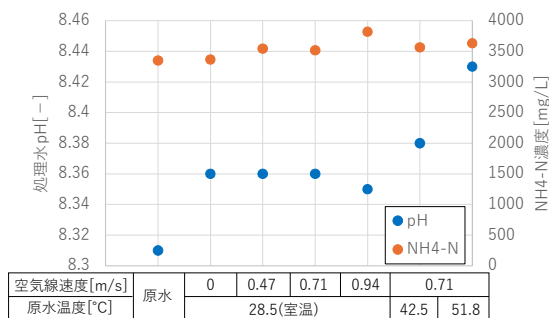


図 2-26 脱気塔処理による処理水 pH 及び NH<sub>4</sub>-N 濃度への影響

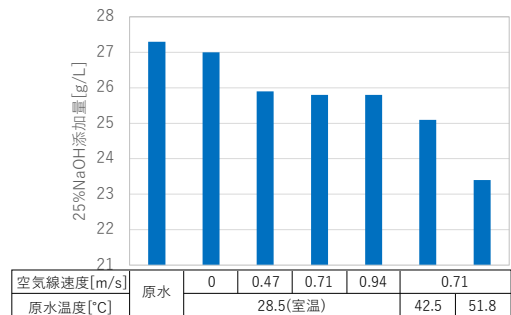


図 2-27 脱気塔処理液の pH 調整用 25% 水酸化ナトリウム添加量の低減効果(pH9.5 に調整)

④ CO<sub>2</sub>を利用したアンモニアの吸収

図 2-28 に処理水と吸収液の pH の変化を示す。pH10.5 に調整した処理水は、3 時間の曝気処理により pH が約 10.1 まで低下した。試験開始前の吸収液は蒸留水であり、pH は約 5.5 であったが、アンモニアを吸収し始めてすぐに pH は 10 以上となった。累計処理時間 15 時間後にスクラバーに CO<sub>2</sub> を供給すると、吸収液の pH が 9.3 まで低下し、吸収液が CO<sub>2</sub> を吸収したことを確認できた。

図 2-29 に NH<sub>4</sub>-N 濃度と吸収率の推移を示す。処理水は各試料 3 時間の曝気により NH<sub>4</sub>-N 濃度が 2,500mg/L から 1,000mg/L 程度まで低下した。吸収液は同じ試料を繰り返し使用しているため、時間の経過と共に NH<sub>4</sub>-N 濃度は上昇し続けた。吸収液による NH<sub>4</sub>-N の吸収率を、原水中 NH<sub>4</sub>-N 除去量に対する吸収量の割合で算出すると、試験開始から 1 時間後は 0.71 であったが、NH<sub>4</sub>-N 濃度の上昇と共に低下していき、15 時間後には 0.22 まで低下していた。15 時間後から 16 時間後にかけて吸収液に CO<sub>2</sub> を吸収させると、17 時間後の吸収率は 0.59 に回復した。吸収液に溶解したアンモニアの一部が CO<sub>2</sub> と反応し炭酸アンモニウムとなることで、吸収液の pH 低下と吸収率の回復につながったと推察される。このことから、アンモニアを吸収した吸収液は CO<sub>2</sub> を容易に吸収でき、CO<sub>2</sub> を吸収させることで吸収液のアンモニア吸収率が回復することが明らかとなった。したがって、スクラバーでアンモニアと同時にバイオガス中の CO<sub>2</sub> を吸収させることは可能であり、アンモニアを濃縮することが可能であると考えられる。これにより、薬品を使用することなく分離したアンモニアを吸収することができる。

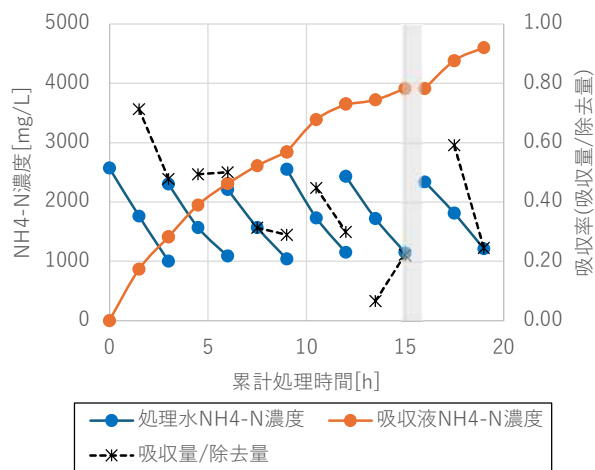
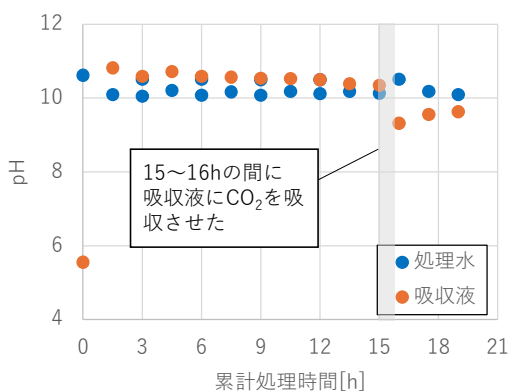


図 2-28 処理水と吸収液の pH の変化

図 2-29 NH<sub>4</sub>-N 濃度と吸収率の推移

⑤ 適正な処理液面高さの検討、超音波振動子の適正な設置角度の検討

図 2-30 に処理液面高さや霧化槽の傾き角度のミスト発生量とアンモニア分離速度への影響を示す。

霧化槽の傾き角度によるミスト発生量及びアンモニア分離速度の違いは一定の傾向

が見られなかった。超音波振動子だけでなく、霧化槽全体を傾けたことによる他の予期せぬ影響を受け、傾向がわかりにくくなっている可能性が考えられた。

処理液面高さについては、液面高さ 35mm においてミスト発生量が最大になっているケースが多かった。また、液面高さ 30.5mm 及び 33mm では、各霧化槽の傾き角度によってアンモニア分離速度の値は安定していなかったが、液面高さ 35mm 以上では値は安定しており、いずれの霧化槽の傾き角度においても大きな違いはなかった。液面高さ 35mm では、アンモニア分離速度が比較的高い値で安定しており、ミスト発生量も多く得られていることから、処理液面高さは 35mm がアンモニア分離条件として適していると考えられる。また、本試験装置の場合、霧化槽の傾き角度については 0° が最適値であると考えられる。

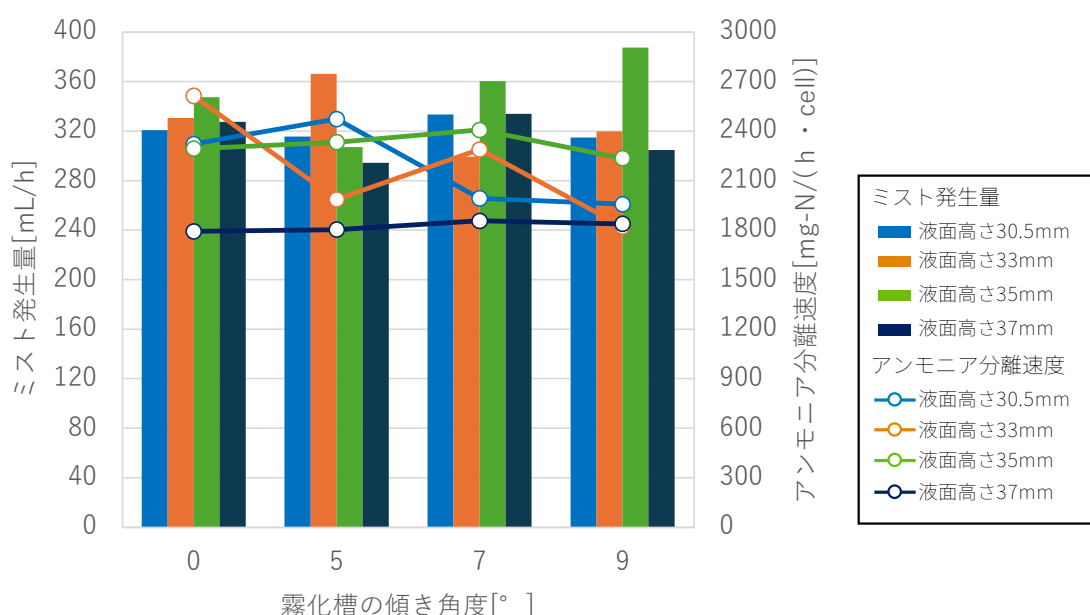


図 2-30 処理液面高さと霧化槽の傾き角度のミスト発生量とアンモニア分離速度への影響

#### ⑥ ミスト発生地点への均等な空気供給

図 2-31 に空気供給方法の改造によるコンデンサー2 回収液量及びアンモニア分離速度への影響を示す。本試験では、試験におけるアンモニア吸収液減少量( $Q_s$ )の測定不備で計測できなかったため、コンデンサー2 回収液量をミスト発生量の代わりに評価した。その結果、コンデンサー2 回収液量及びアンモニア分離速度の両方で値の上昇が確認された。したがって、空気供給方法の改造によって、ミスト発生量が増加し、それに伴いアンモニア分離速度が向上したと考えられる。

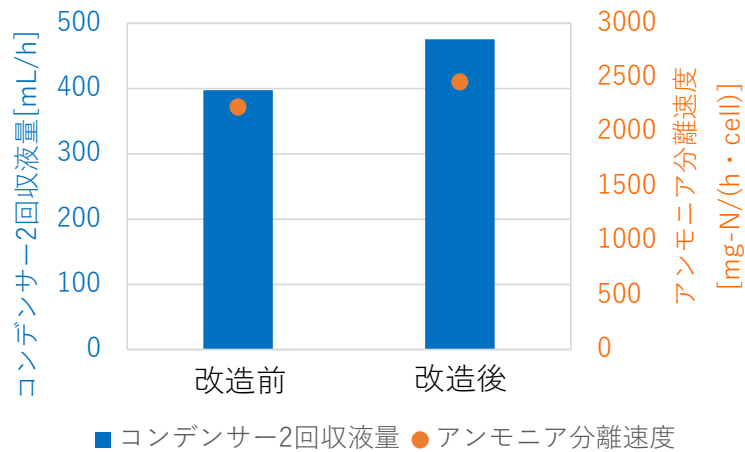


図 2-31 空気供給方法の改造によるコンデンサー2 回収液量及びアンモニア分離速度への影響

⑦ 霧化槽内処理水の pH の維持

図 2-32 に各 pH 調整方法におけるアンモニア分離速度と処理水 pH を示す。また、図 2-33 に各 pH 調整方法におけるアンモニア分離量あたりの水酸化ナトリウム添加量を示す。低下分を予め補填する場合は従来法と比べて原水 pH が高いため、アンモニア分離速度及び処理水 pH は高くなったが、アンモニア分離量あたりの水酸化ナトリウム添加量も増加したことから、効率の向上には繋がらなかった。霧化槽内 pH 調整も同様にアンモニア分離速度は向上したが、アンモニア分離量あたりの水酸化ナトリウム添加量も増加したため、効率の向上には至らなかった。

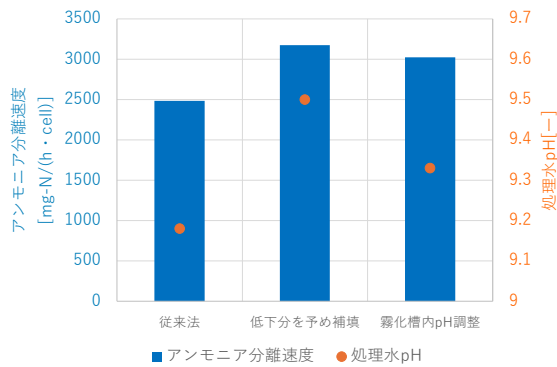


図 2-32 各 pH 調整方法におけるアンモニア分離速度と処理水 pH

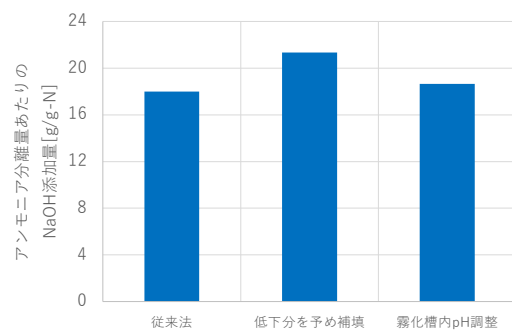


図 2-33 各 pH 調整方法におけるアンモニア分離量あたりの水酸化ナトリウム添加量

⑧ 原水流量の影響

図 2-34 に原水流量の  $\text{NH}_4\text{-N}$  分離速度及び処理水 pH への影響を示す。原水流量が 53mL/min(従来通り)の場合、 $\text{NH}_4\text{-N}$  分離速度は 2,460mg-N/(h・cell)、処理水 pH は 9.18 であった。原水流量を従来のおよそ 1.5 倍の 77mL/min とした場合は、 $\text{NH}_4\text{-N}$  分離速度は 2,480mg-N/(h・cell)、処理水 pH は 9.16 であり、どちらも従来通りの場合と同程度であった。原水流量を増加させることで、霧化槽に供給されるアルカリが増え、霧化槽内処理水の pH の低下を抑制できアンモニア分離速度の向上につながると期待したが、原水流量を増加させても期待した効果は得られなかった。

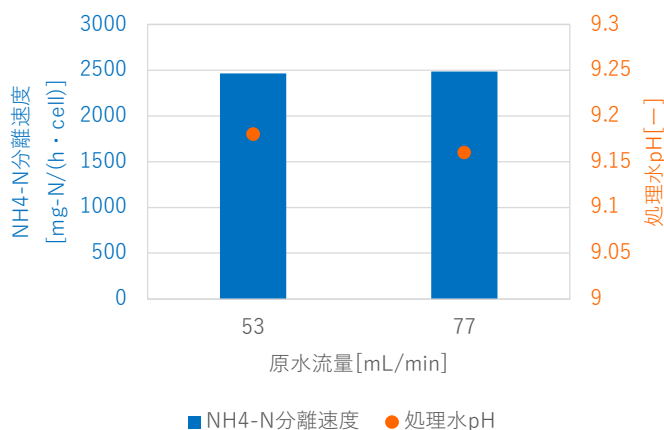


図 2-34 原水流量の  $\text{NH}_4\text{-N}$  分離速度及び処理水 pH への影響

⑨ 原水の分散流入

図 2-35 に原水流入方法とアンモニア分離速度の比較を示す。原水を従来通り流入させた場合のアンモニア分離速度は 758mg-N/(h・cell)、分散流入させた場合は 808mg-N/(h・cell)であり、アンモニア分離速度に大きな差は無かった。各超音波振動子に原水を分散流入させ、各超音波振動子の処理効率を平準化させることにより、総合的なアンモニア分離速度の向上を期待したが、期待した効果は得られなかった。

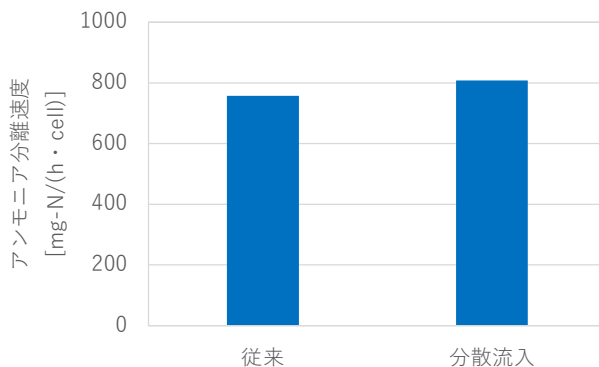


図 2-35 原水流入方法とアンモニア分離速度の比較

#### ⑩ 霧化槽上部気相空間の増大

図 2-36 に気相部増大によるミスト発生量及びアンモニア分離速度への影響を示す。気相部増大前(従来)のミスト発生量及びアンモニア分離速度はそれぞれ、253mL/h 及び 2,460mg-N/(h・cell)であった。一方気相部増大後のミスト発生量及びアンモニア分離速度はそれぞれ、233mL/h 及び 1,960mg-N/(h・cell)となり、従来と比較して両者共向上はしなかった。

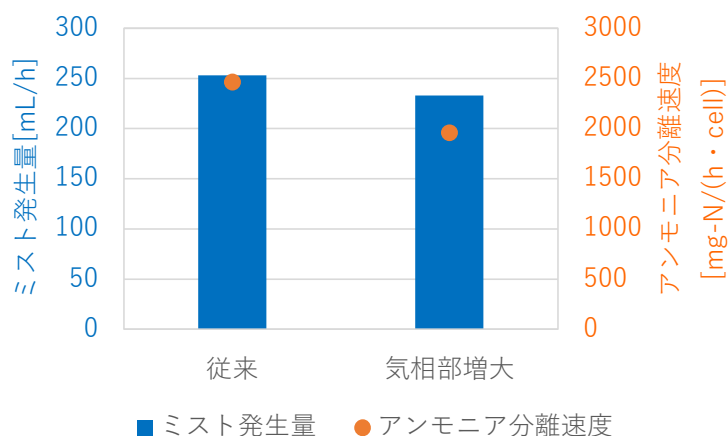


図 2-36 気相部増大によるミスト発生量及びアンモニア分離速度への影響

#### ⑪ 必要付帯装置の見極め

表 2-13 にフロー見直し前後のアンモニア分離速度測定結果を示す。フロー見直し後の 5 条件におけるアンモニア分離速度の平均値は 2,382mg-N/(h・cell)である。フロー見直し後は稼働振動子数 2 個で試験を実施している。令和 6 年度の実験結果より、稼働振動子 2 個の場合はアンモニア分離速度が稼働振動 1 個の場合のおよそ 73%となることから、フロー見直し前と条件を合わせると、想定される平均アンモニア分離速度は 3,263mg-N/(h・cell)となり、フロー見直し前と同等となる。

また、表 2-14 にフロー見直し前後のアンモニア吸収液の性状を示す。フロー見直し前は令和 6 年度のアンモニア吸収液のデータを示している。また、今年度は各種対策試験の開始前にフロー見直しを行っているため、フロー見直し後は、多くの試験を通して得たアンモニア吸収液の成分となっている。フロー見直し後においてもアンモニア吸収液は副産肥料の液状肥料の公定規格を満たしており、肥料登録手続きを行うことで副産肥料として利用することが可能である。

フロー見直し後においてアンモニア分離速度及びアンモニア吸収液の品質に低下が無いことから、アンモニア分離回収装置の性能を落とすことなく装置全体の消費電力の低減を実現できることが確認できた。

表 2-13 フロー見直し前後のアンモニア分離速度測定結果

	試験条件			試験結果
	原水NH <sub>4</sub> -N濃度 [mg/L]	コンデンサー2 冷却温度 [°C]	稼働振動子数 [cell]	アンモニア分離速度 [mg-N/(h・cell)]
フロー見直し前 (コンデンサー1、 コンデンサー2併 用)	3,200	0	1	3,170
フロー見直し後 (コンデンサー2の み使用)	3,580	0	2	2,230
	3,080	5		1,780
	3,420	10		2,040
	3,810	20		2,690
	4,280	28.6(冷却無し)		3,170

表 2-14 フロー見直し前後のアンモニア吸収液の性状

	副産肥料の条件 (農林水産省の公定規格)	フロー見直し前	フロー見直し後
含有すべき成分 (%)	NH <sub>4</sub> -N 1%以上	27,000mg/L (2.7%)	43,000mg/L (4.3%)
含有を許される有害成分 (アンモニア性窒素1%あたり) (%)	硫青酸化物 0.01% ひ素 0.004% 亜硝酸 0.04% ビウレット性窒素 0.02% スルファミン酸 0.01%	硫青酸化物 <0.004% ひ素 <1.9×10 <sup>-7</sup> % 亜硝酸 <0.004% ビウレット性窒素 <0.004% スルファミン酸 <0.004%	硫青酸化物 <0.0023% ひ素 <1.2×10 <sup>-7</sup> % 亜硝酸 <0.0023% ビウレット性窒素 <0.0023% スルファミン酸 <0.0023%

## 2.2.2 各種対策効果確認試験のまとめ

表 2-15 に各種対策効果確認試験のまとめを示す。対策効果確認試験の結果、効果があると認められたものを後の試算用データ取得試験及びランニングコスト・CO<sub>2</sub>削減効果の試算の条件に反映させる。

表 2-15 各種対策効果確認試験のまとめ

課題	改善対策	対策実施内容	効果の有無 (効果あり:○ 効果なし:ー)
薬品添加量の低減	・原水初期pHの上昇による薬品添加量低減 ・pH緩衝力の低下による薬品添加量低減	1 原水脱炭酸(曝気法)による薬品添加量低減確認	○
		2 原水脱炭酸(減圧法)による薬品添加量低減確認	○
		3 原水脱炭酸(脱気塔)による薬品添加量低減確認	○
	・薬品を使用しないアンモニアの高濃度吸収	4 CO <sub>2</sub> を利用したアンモニアの吸収	○
霧化分離装置の効率化	・霧化量の増加に伴うアンモニア分離速度の向上	5 適正な処理液面高さの検討、超音波振動子の適正な設置角度の検討	処理液面高さ:○ 振動子設置角度:ー
		6 ミスト発生地点への均等な空気供給	○
	・霧化槽内処理水のpHの維持によるアンモニア分離速度の向上	7 霧化槽内処理水のpHの維持	ー
		8 原水流量の影響	ー
	・各振動子に均等に仕事をさせることによるアンモニア分離速度の向上	9 原水の分散流入	ー
・アンモニア分離速度の上昇 ・複数振動子稼働下でのアンモニア分離速度の維持	10 霧化槽上部気相空間の増大	ー	
アンモニア回収部の消費電力低減	・必要最小限の装置構成とすることによる装置全体の消費電力低減	11 必要付帯装置の見極め	○

### 2.2.3 試算用データ取得試験

図 2-37 に原水 NH<sub>4</sub>-N 濃度とアンモニア分離速度の関係を示す。また、参考に図 2-38 に令和 6 年度に実施した際の原水アンモニア濃度とアンモニア分離速度の関係を示す。各種対策で効果のあった条件を取り入れて実施した今年度は、令和 6 年度の結果よりも全体的にアンモニア分離速度が向上していた。

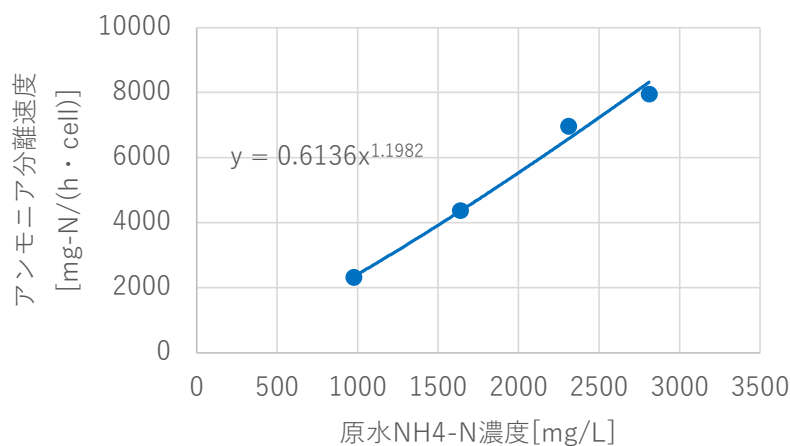


図 2-37 原水 NH<sub>4</sub>-N 濃度とアンモニア分離速度の関係

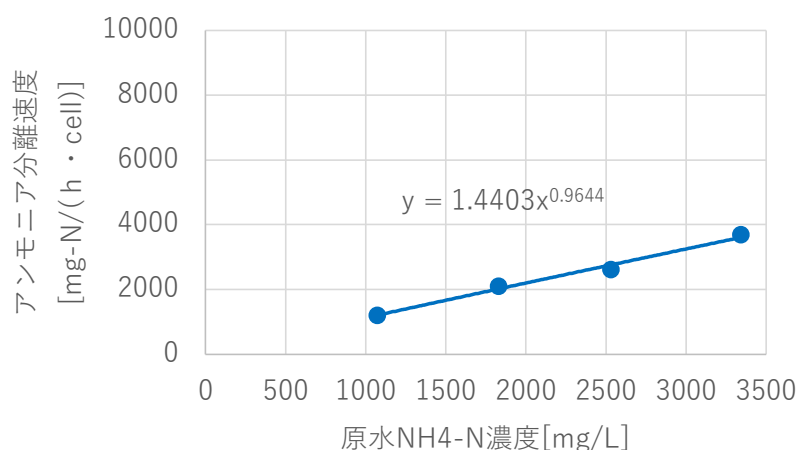


図 2-38 原水 NH<sub>4</sub>-N 濃度とアンモニア分離速度の関係(令和 6 年度実施結果)

#### 2.2.4 アンモニア回収方法の確立

表 2-16 に原水とアンモニア吸収液の水質分析結果を示す。2.2.1 の⑪必要な付帯装置の見極めで記載の通り、本アンモニア吸収液は副産肥料の公定規格を満たしていることは確認済みである。NH<sub>4</sub>-N 濃度は 43,000mg/L(4.3%)であり、硫酸アンモニウムの溶解度(20° で 75.4g/100g-水)からすると、まだアンモニアを吸収できる余地がある。原水には PO<sub>4</sub>-P が 36mg/L 含まれており、アンモニア吸収液にも 5.2mg/L 含まれていた。K については、原水には 1,900mg/L 含まれていたが、アンモニア吸収液にはほとんど含まれなかった。

有機酸については、アンモニア吸収液にほとんど含まれていなかったが、イソ吉草酸は原水よりも若干高い濃度で含まれており、試験を通じて少しずつ混入し濃縮していたと考えられる。イソ吉草酸の沸点が 175~177°Cであり、融点が-29°Cであることから、コンデンサー2 で捕捉しきれなかったイソ吉草酸を含んだ微細なミストがスクラバーに到達し、アンモニア吸収液に混入したと思われる。イソ吉草酸は臭いの原因になるため、霧化槽から排出したミストを確実に捕捉する必要がある。

重金属成分は、原水とアンモニア吸収液のどちらにも含まれていなかった。

その他汚濁物質では、ATU-BOD は原水に対してアンモニア吸収液の濃度はかなり低かった。このことから、霧化分離処理によって処理水からアンモニアを優先的に分離し、かつ処理水に BOD 成分を残すという本技術のコンセプトが実現されていることが確認できた。

また、冷却に使用するスクラバーを一つにしたことによって、装置全体の消費電力を低減したアンモニア回収方法を確立できた。ただし、不純物の除去については、今後も改善の検討が必要である。

表 2-16 原水とアンモニア吸収液の水質分析結果

分析項目		原水 (秋田バイオガス発電所 消化液脱水ろ液)	アンモニア吸収液	
肥料規格 関連項目	NH <sub>4</sub> -N	mg/L	2,400	43,000
	PO <sub>4</sub> -P	mg/L	36.0	5.20
	K	mg/L	1,900	0.50
	硫青酸化物	%(w/w)	<0.01	<0.01
	ひ素	mg/L	<0.005	<0.005
	亜硝酸(HNO <sub>2</sub> )	%(w/w)	<0.01	<0.01
	ピウレット性窒素	%(w/w)	<0.01	<0.01
	スルファミン酸	%(w/w)	<0.01	<0.01
有機酸	ギ酸	mg/L	<10	<10
	酢酸	mg/L	480	<10
	プロピオン酸	mg/L	28.0	<10
	イソ酪酸	mg/L	<10	<10
	ノルマル酪酸	mg/L	15.0	<10
	イソ吉草酸	mg/L	11.0	13.0
	ノルマル吉草酸	mg/L	<10	<10
重金属関連	Cd	mg/L	<0.003	<0.003
	Hg	mg/L	<0.0005	<0.0005
その他汚濁物質	ATU-BOD※	mg/L	1,600	33
	TOC	mg/L	980	100
	T-C	mg/L	4,000	100
	T-N	mg/L	2,600	43,000
	NO <sub>3</sub> -N	mg/L	<0.1	<0.1

※ATU-BOD: アリルチオ尿素(ATU)の添加により硝化菌の働きを抑制することで、アンモニアの影響を除外した BOD 測定値

### 2.2.5 排水処理に適した運転手法の確立

図 2-39 に試験に使用した原水の写真を示す。原水は脱水ろ液であるが、茶色く濁っており、固形物をいくらか含んでいる。

図 2-40 に新品の超音波振動子の写真を、図 2-41 に試験実施後の霧化槽内の様子を示す。図 2-41 から、試験を繰り返し実施することにより霧化槽内底部に固形物が蓄積すること、及び超音波振動子にスケール成分が付着することがわかる。このことから、排水処理への導入に際しては、霧化槽内への固形物の蓄積と超音波振動子へのスケールの付着について対策が必要である。

図 2-42 に稼働振動子と休止振動子(霧化槽内に設置しており試験で稼働させていない振動子)の汚れの差を示す。各試験の終了後は必ず、霧化槽から処理水を排出し、その後霧化槽を水道水で満たし、1 分間超音波振動子を手動操作によって稼働させるという工程を取り入れた。図 2-42 から稼働振動子は休止振動子と比べて汚れやスケールの付着が軽減されていることがわかる。

これらの結果より、霧化槽内への固形物の蓄積と超音波振動子へのスケール付着を考慮した運転方法を検討した。図 2-43 は本試験装置の現状の運転工程、図 2-44 が排水処理に対応した運転工程である。運転終了後に、洗浄工程として「残留水排出」、「水張り」、「フラッシング」を追加した。水張り後の振動子運転は、超音波振動子に付着した汚れやスケール成分を除去するために行う。フラッシングは霧化槽底部に勢いよく水を流すことで霧化槽内底部に蓄積した固形物を洗い流すために行う工程である。これらの洗浄工程の追加により、霧化槽内の固形物蓄積と超音波振動子へのスケール付着が軽減されると思われる。この効果については、今後実証試験等で明らかにする必要がある。



図 2-39 試験に使用した原水

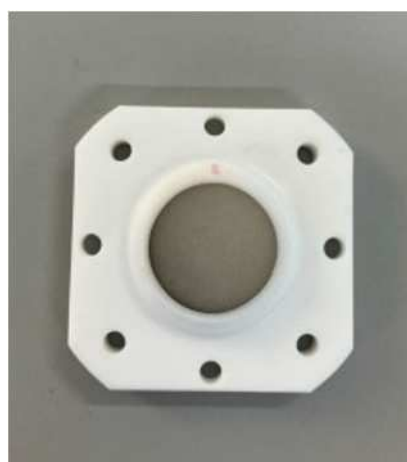


図 2-40 新品の超音波振動子

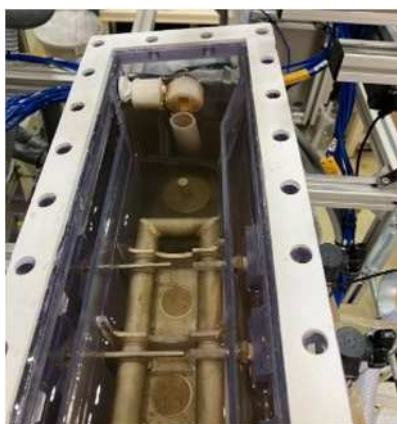


図 2-41 試験実施後の霧化槽内の様子



図 2-42 稼働振動子と休止振動子の汚れの差

	運転準備	運転	
原水ポンプ			
ヒートポンプ			
温水循環ポンプ			
冷水循環ポンプ			
コンデンサー2冷却用チラー			
循環空気ファン			
超音波振動子			
	▲ 「自動運転」 ボタン押下	▲ 霧化槽内 運転水位に到達	▲ 「自動停止」 ボタン押下

※着色部：運転状態、白色部：停止状態 を表す

図 2-43 本試験装置の現状の運転工程

	運転準備	運転	洗浄				
原水ポンプ							
ヒートポンプ							
温水循環ポンプ							
冷水循環ポンプ							
コンデンサー2冷却用チラー							
循環空気ファン							
超音波振動子							
残留水排出							
水張り							
フラッシング							
	▲ 「自動運転」 ボタン押下	▲ 霧化槽内 運転水位に到達	▲ 「自動停止」 ボタン押下	▲ 霧化槽内 運転水位に到達			

※着色部運転状態、白色部：停止状態 を表す

図 2-44 排水処理に対応した運転工程

### 3. ランニングコスト・CO<sub>2</sub>削減効果の試算

#### 3.1 比較対象と試算範囲

図 3-1 に実証技術の導入効果試算範囲の概要図を示す。本実証事業では、し尿、浄化槽汚泥、生ごみを地域資源として受け入れるメタン発酵を想定している。この施設においてメタン発酵残渣を固液分離し排水処理(生物処理)する場合を、従来技術として試算の比較対象とする。一方排水処理の中にアンモニア分離回収装置を導入し、発酵残渣固液分離後のろ液からアンモニアを分離回収した後に生物処理する場合を、実証技術とする。実証技術の導入効果として、排水処理設備を試算範囲としたランニングコスト及び CO<sub>2</sub> 排出量の削減効果を試算する。

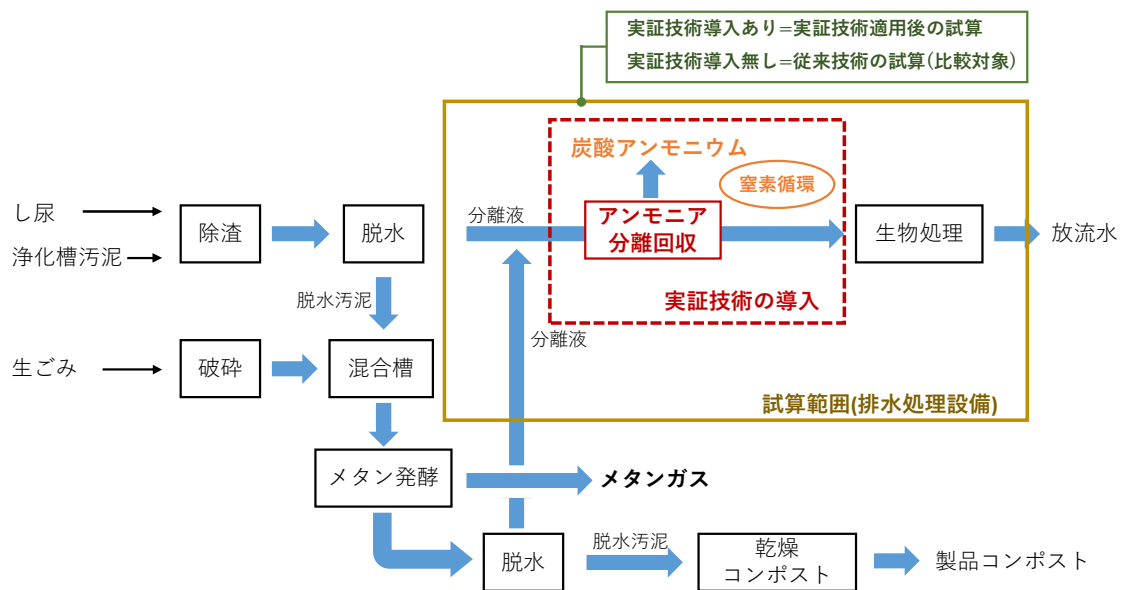


図 3-1 実証技術の導入効果試算範囲の概要図

#### 3.2 試算条件

表 3-1 に試算条件を示す。試算対象のモデルケースとして、し尿 40m<sup>3</sup>/日、浄化槽汚泥 60m<sup>3</sup>/日、生ごみ 40t/日を地域資源として受け入れる施設を想定した。表 3-1 に示す処理対象原水を生物処理する場合を従来技術、アンモニア分離回収処理液を生物処理する場合を実証技術における試算とした。アンモニア分離回収の際は、25%水酸化ナトリウムを添加して処理対象原水の pH を 10.5 まで上昇させるものとした。また、アンモニア分離回収装置を含む排水処理設備の稼働時間は 24 時間/日とした。アンモニア分離回収装置においては、BOD 成分は分離回収されないものとし、またアンモニア分離回収量は処理液を生物処理する際にメタノール添加が必要ない C/N 比(=3)となる量とした。分離したアンモニアは、スクラバーにおいてバイオガス中の CO<sub>2</sub> との反応により回収するものとし、生成した炭酸アンモニウムは肥料として売却する想定とした。

表 3-1 試算条件

試算条件			
搬入物および処理対象原水の性状			
	搬入量	BOD	NH <sub>4</sub> -N
し尿	40m <sup>3</sup> /日	4,800mg/L	1,600mg/L
浄化槽汚泥	60m <sup>3</sup> /日	2,500mg/L	550mg/L
発酵残渣ろ液(生ごみ40t/日)	52.3m <sup>3</sup> /日	3,000mg/L	2,500mg/L
処理対象原水 (メタン発酵残渣固液分離ろ液)	152.3m <sup>3</sup> /日	1,912mg/L	1,325mg/L
アンモニア分離回収処理液	—	1,912mg/L	661mg/L
アンモニア分離回収に関する条件			
発酵残渣pH調整用 25%水酸化ナトリウム添加量 (pH10.5まで上昇させるのに必要な量)	し尿浄化槽汚泥由来発酵 残渣	生ごみ 由来発酵残渣	備考
	3.72kg/m <sup>3</sup> -原水	27.3kg/m <sup>3</sup> -原水	実験値に基づく
原水濃度とアンモニア分離速度の関係式	$y = 0.614x^{1.20}$		
水処理設備運転時間	24時間/日		
試算関係			
	料金	CO <sub>2</sub> 排出係数	備考
電気	昼間：20.11円/kwh 夜間：15.74円/kwh	0.00037t-CO <sub>2</sub> /kwh	CO <sub>2</sub> 排出係数は『2030年 に向けた電気事業者の取 組等について 2020年8月電気事業 連合会』より参照
水酸化ナトリウム	25%水酸化ナトリウム: 78円/kg	0.938kg-CO <sub>2</sub> /kg	CO <sub>2</sub> 排出係数は「廃棄物 処理施設の基幹的設備改 良マニュアル令和3年4月 改訂版」を参照
硫酸	70%硫酸:90円/kg	0.087kg-CO <sub>2</sub> /kg	
メタノール	50%メタノール:158円/kg	1.21kg-CO <sub>2</sub> /L	
アンモニア	—	2.080t-CO <sub>2</sub> /t-NH <sub>3</sub>	CO <sub>2</sub> 排出係数は補足資料 参照
炭酸アンモニウム	82.5円/kg	—	

### 3.3 ランニングコスト・CO<sub>2</sub>削減効果の試算

試算結果を表 3-2 に示す。また、ランニングコストに関するグラフを図 3-2 に、CO<sub>2</sub>排出量に関するグラフを図 3-3 に示す。

ランニングコストは、従来技術が 111 百万円/年であるのに対して、実証技術は 72.0 百万円/年であり、実証技術の導入により 35.3%削減された。従来技術と比較して実証技術を導入した場合は、メタノール消費がないこと、及びアンモニア売却益がランニングコストの削減に大きく寄与した。

CO<sub>2</sub> 排出量は、従来技術が 554t-CO<sub>2</sub>/年であるのに対して実証技術は 508t-CO<sub>2</sub>/年となり、実証技術の導入によって 8.35%削減できる結果となった。実証技術の導入では、生物処理設備の消費電力低減、メタノールの消費なし、アンモニア回収が CO<sub>2</sub> 排出量の低減に繋がった。しかしながら、アンモニア分離回収装置の消費電力に係る CO<sub>2</sub> 排出量が大きいいため、装置の消費電力低減については引き続き改善の検討が必要と考える。

本技術の導入によって、ランニングコスト削減率 5%以上、CO<sub>2</sub> 排出量削減率 7%以上を達成した。

表 3-2 試算結果

			従来技術	実証技術
消費量および回収量	アンモニア分離回収装置超音波振動子数	(個)	—	1,892
	生物処理設備消費電力	(kwh/年)	昼間：299,400 夜間：201,720	昼間：144,276 夜間：96,984
	アンモニア分離回収装置超音波振動子消費電力	(kwh/年)	—	昼間：266,232 夜間：190,164
	アンモニア分離回収装置付帯装置消費電力	(kwh/年)	—	昼間：298,764 夜間：213,396
	25%水酸化ナトリウム添加量	t/年	838	657
	70%硫酸添加量	t/年	0	0
	50%メタノール添加量	t/年	225	0
	アンモニア回収量	t/年	—	45.2
炭酸アンモニウム回収量	t/年	—	128	
ランニングコスト	生物処理設備電力費	百万円/年(百万円/t-N)	9.20 (0.125)	4.43 (0.060)
	アンモニア分離回収装置超音波振動子電力費	百万円/年(百万円/t-N)	—	8.35 (0.114)
	アンモニア分離回収装置付帯装置電力費	百万円/年(百万円/t-N)	—	9.37 (0.128)
	25%水酸化ナトリウム費	百万円/年(百万円/t-N)	65.4 (0.892)	51.3 (0.699)
	70%硫酸費	百万円/年(百万円/t-N)	0 (0)	0 (0)
	50%メタノール費	百万円/年(百万円/t-N)	35.6 (0.486)	0 (0)
	炭酸アンモニウム売却益	百万円/年(百万円/t-N)	—	△10.5 (△0.144)
	機器類メンテナンス費	百万円/年(百万円/t-N)	1.06 (0.014)	9.13 (0.125)
<b>ランニングコスト合計</b>	<b>百万円/年(百万円/t-N)</b>	<b>111(1.52)</b>	<b>72.0 (0.982)</b>	
CO <sub>2</sub> 排出量	生物処理設備電力	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	185 (2.53)	89.3 (1.22)
	アンモニア分離回収装置超音波振動子電力	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	—	169 (2.30)
	アンモニア分離回収装置付帯装置電力	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	—	190 (2.59)
	水酸化ナトリウム	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	197 (2.68)	154 (2.10)
	硫酸	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	0 (0)	0 (0)
	メタノール	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	172 (2.35)	0 (0)
	アンモニア回収	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	—	△94.0 (△1.28)
	<b>CO<sub>2</sub>排出量合計</b>	<b>t-CO<sub>2</sub>/年(t-CO<sub>2</sub>/t-N)</b>	<b>554 (7.56)</b>	<b>508 (6.93)</b>

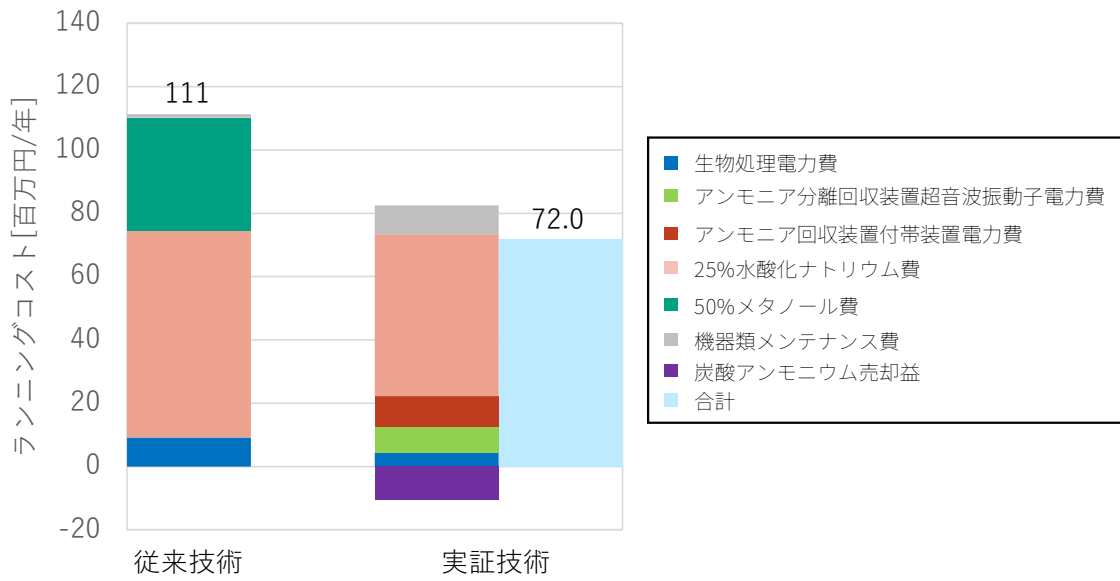


図 3-2 ランニングコストの比較

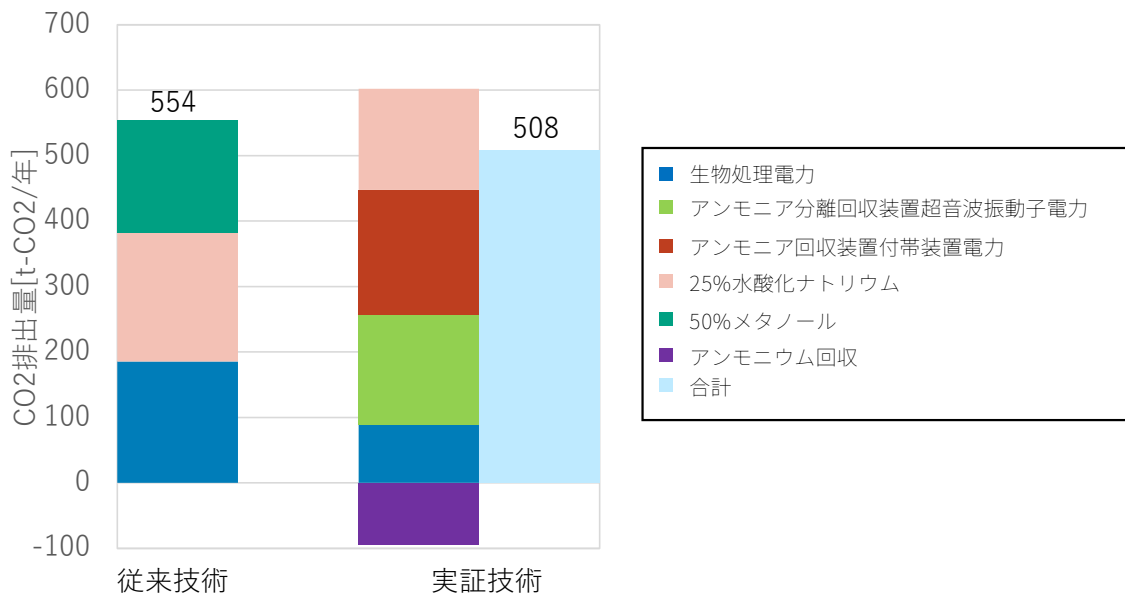


図 3-3 CO<sub>2</sub> 排出量の比較

## 4. アンモニア回収効率、及びアンモニア純度検討

### 4.1 各種排水処理への導入検討

排水処理施設への受入れを想定する地域資源としては、し尿、生ごみ、畜産糞尿、下水汚泥が考えられるが、このうち地域に限定されることなく一定量の搬入を確保できるのは、し尿、生ごみ、下水汚泥である。まずは組合せを検討する上で、それぞれの排水に導入した場合のランニングコスト及びCO<sub>2</sub>排出量の削減効果を確認する。

#### 4.1.1 し尿処理への導入

導入施設は受入れたし尿等を除き後に脱水し、その脱水ろ液を生物学的脱窒素処理する処理フローとした。し尿処理は、し尿と浄化槽汚泥を施設条件に応じた搬入比率で受入れられることが想定されるため、試算のベースとしてし尿受入れ割合 100%及び浄化槽汚泥受入れ割合 100%のそれぞれに導入した場合の試算を行った。表 4-1 にし尿受入れ割合 100%の場合に導入する際の試算条件を、表 4-2 及び図 4-1、図 4-2 にし尿受入れ割合 100%の場合に導入した試算結果を示す。し尿脱水ろ液のNH<sub>4</sub>-N濃度は1,725mg/L、BODは2,920mg/Lとした。ランニングコストは従来技術で46.4百万円/年、実証技術導入で26.8百万円/年で、実証技術の導入により42.0%の削減となった。CO<sub>2</sub>排出量は、従来技術で216.5t/年、実証技術導入で214.8t/年で、実証技術の導入により0.8%の削減となった。し尿受入れ割合 100%の場合、実証技術の導入により、ランニングコストでは削減メリットは大きい、CO<sub>2</sub>排出量の削減効果は小さくなった。

表 4-3 に浄化槽汚泥受入れ割合 100%の場合に導入する際の試算条件を、表 4-4 及び図 4-3、図 4-4 に浄化槽汚泥受入れ割合 100%の場合に導入した試算結果を示す。ランニングコストは従来技術で16.5百万円/年、実証技術導入で18.3百万円/年で、実証技術の導入により10.9%の増加となった。CO<sub>2</sub>排出量は、従来技術で92.7t/年、実証技術導入で179t/年で、実証技術の導入により93.1%の増加となった。浄化槽汚泥脱水ろ液のNH<sub>4</sub>-N濃度は585mg/Lと薄いため、アンモニア除去量が少なく、超音波振動子の消費電力は小さくなったが、アンモニア回収装置付帯装置の消費電力及び薬品の割合が大きくなり、実証技術を導入した場合ランニングコスト及びCO<sub>2</sub>排出量共に増加する結果となった。

し尿処理の場合、し尿の受入れ割合が多い場合はランニングコストは削減可能であるが、CO<sub>2</sub>排出量の削減は難しいと考えられる。

表 4-1 し尿受入れ割合 100%の場合に導入する際の試算条件

試算条件			
搬入物および処理対象原水の性状			
	搬入量	BOD	NH <sub>4</sub> -N
し尿脱水ろ液	50m <sup>3</sup> /日	2,920mg/L	1,725mg/L
浄化槽汚泥脱水ろ液	—	—	—
アンモニア分離回収処理液	—	2,920mg/L	983.3mg/L
アンモニア分離回収に関する条件			
pH調整用 25%水酸化ナトリウム添加量 (pH10.5まで上昇させるのに必要な量)	し尿・浄化槽汚泥		備考
	3.72kg/m <sup>3</sup> -原水		実験値に基づく
原水濃度とアンモニア分離速度の関係式	$y = 0.614x^{1.20}$		
水処理設備運転時間	24時間/日		
試算関係			
	料金	CO <sub>2</sub> 排出係数	備考
電気	昼間：20.11円/kwh 夜間：15.74円/kwh	0.00037t-CO <sub>2</sub> /kwh	CO <sub>2</sub> 排出係数は『2030年に向けた電気事業者の取組等について 2020年8月電気事業連合会』より参照
水酸化ナトリウム	25%水酸化ナトリウム: 78円/kg	0.938kg-CO <sub>2</sub> /kg	CO <sub>2</sub> 排出係数は「廃棄物処理施設の基幹的設備改良マニュアル令和3年4月改訂版」を参照
硫酸	70%硫酸:90円/kg	0.087kg-CO <sub>2</sub> /kg	
メタノール	50%メタノール:158円/kg	1.21kg-CO <sub>2</sub> /L	
アンモニア	—	2.080t-CO <sub>2</sub> /t-NH <sub>3</sub>	CO <sub>2</sub> 排出係数は補足資料参照
炭酸アンモニウム	82.5円/kg	—	
<p>※し尿脱水ろ液の NH<sub>4</sub>-N、BOD 濃度</p> <p>『汚泥再生処理センター等施設整備の計画・設計要領 2006 年改訂版』より除さし尿の平均値 NH<sub>4</sub>-N:2,300mg/L、BOD:7,300mg/L とし、固液分離による NH<sub>4</sub>-N 除去率:25%、BOD 除去率 60%として算出した。</p>			

表 4-2 し尿受入れ割合 100%の場合に導入した場合の試算結果

		従来技術	実証技術	
消費量および回収量	アンモニア分離回収装置超音波振動子数	(個)	—	1,892
	生物処理設備消費電力	(kwh/年)	昼間：111,180 夜間：79,416	昼間：107,916 夜間：77,088
	アンモニア分離回収装置超音波振動子消費電力	(kwh/年)	—	昼間：56,640 夜間：40,452
	アンモニア分離回収装置付帯装置消費電力	(kwh/年)	—	昼間：143,352 夜間：102,396
	25%水酸化ナトリウム添加量	t/年	358	203
	70%硫酸添加量	t/年	0	0
	50%メタノール添加量	t/年	81	0
	アンモニア回収量	t/年	—	16.4
炭酸アンモニウム回収量	t/年	—	38.3	
ランニングコスト	生物処理設備電力費	百万円/年(百万円/t-N)	3.49 (0.111)	3.38(0.108)
	アンモニア分離回収装置超音波振動子電力費	百万円/年(百万円/t-N)	—	1.78 (0.0567)
	アンモニア分離回収装置付帯装置電力費	百万円/年(百万円/t-N)	—	4.50 (0.144)
	25%水酸化ナトリウム費	百万円/年(百万円/t-N)	27.9 (0.893)	15.9 (0.506)
	70%硫酸費	百万円/年(百万円/t-N)	0 (0)	0 (0)
	50%メタノール費	百万円/年(百万円/t-N)	12.8 (0.410)	0 (0)
	炭酸アンモニウム売却益	百万円/年(百万円/t-N)	—	△3.16(△0.101)
	機器類メンテナンス費	百万円/年(百万円/t-N)	2.15(0.0686)	4.55 (0.145)
<b>ランニングコスト合計</b>	<b>百万円/年(百万円/t-N)</b>	<b>46.4(1.48)</b>	<b>26.9 (0.859)</b>	
CO <sub>2</sub> 排出量	生物処理設備電力	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	70.5 (2.25)	68.5 (2.19)
	アンモニア分離回収装置超音波振動子電力	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	—	35.9 (1.15)
	アンモニア分離回収装置付帯装置電力	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	—	90.9 (2.91)
	水酸化ナトリウム	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	84.0 (2.68)	47.7 (1.52)
	硫酸	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	0 (0)	0 (0)
	メタノール	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	62.0 (1.98)	0 (0)
	アンモニア回収	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	—	△28.2 (△0.899)
	<b>CO<sub>2</sub>排出量合計</b>	<b>t-CO<sub>2</sub>/年(t-CO<sub>2</sub>/t-N)</b>	<b>217 (6.92)</b>	<b>215(6.86)</b>

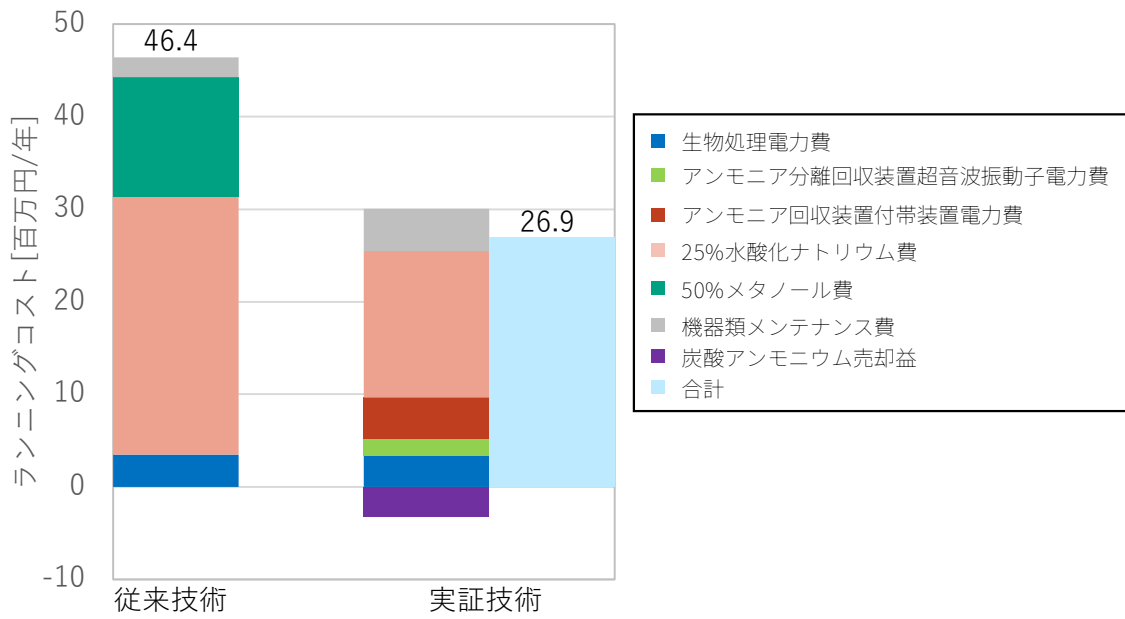


図 4-1 し尿受入れ割合 100%に導入した場合のランニングコストの比較

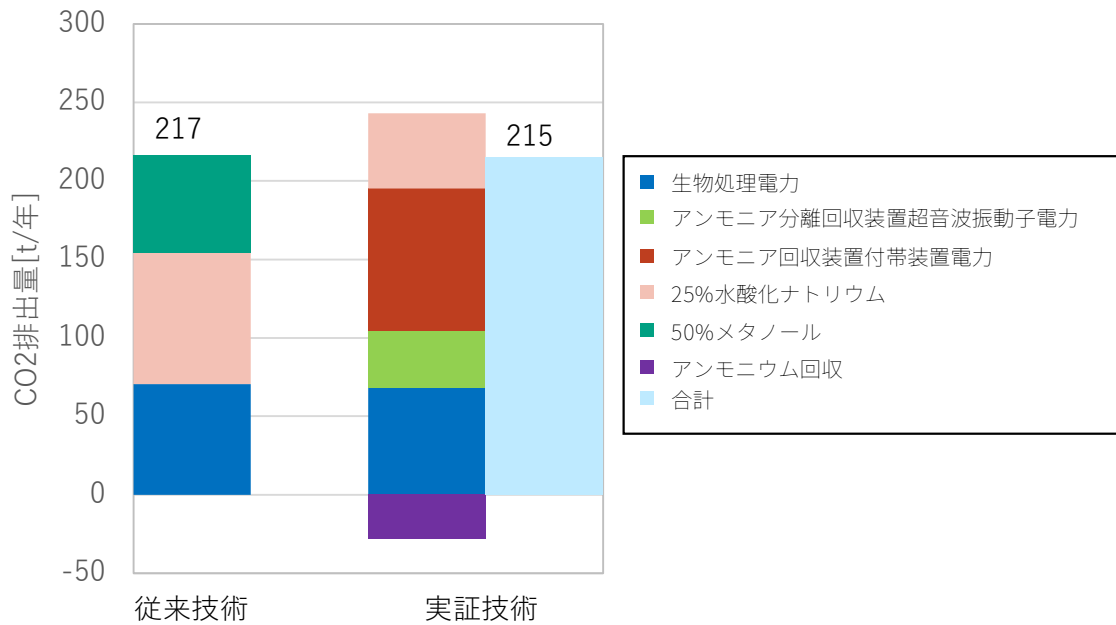


図 4-2 し尿受入れ割合 100%に導入した場合の CO<sub>2</sub> 排出量の比較

表 4-3 浄化槽汚泥受入れ割合 100%の場合に導入する際の試算条件

試算条件			
搬入物および処理対象原水の性状			
	搬入量	BOD	NH <sub>4</sub> -N
し尿脱水ろ液	—	—	—
浄化槽汚泥脱水ろ液	50m <sup>3</sup> /日	1,320mg/L	585mg/L
アンモニア分離回収処理液	—	1,320mg/L	450mg/L
アンモニア分離回収に関する条件			
pH調整用 25%水酸化ナトリウム添加量 (pH10.5まで上昇させるのに必要な量)	し尿・浄化槽汚泥		備考
	3.72kg/m <sup>3</sup> -原水		実験値に基づく
原水濃度とアンモニア分離速度の関係式	$y = 0.614x^{1.20}$		
水処理設備運転時間	24時間/日		
試算関係			
	料金	CO <sub>2</sub> 排出係数	備考
電気	昼間：20.11円/kwh 夜間：15.74円/kwh	0.00037t-CO <sub>2</sub> /kwh	CO <sub>2</sub> 排出係数は『2030年に向けた電気事業者の取組等について 2020年8月電気事業連合会』より参照
水酸化ナトリウム	25%水酸化ナトリウム: 78円/kg	0.938kg-CO <sub>2</sub> /kg	CO <sub>2</sub> 排出係数は「廃棄物処理施設の基幹的設備改良マニュアル令和3年4月改訂版」を参照
硫酸	70%硫酸:90円/kg	0.087kg-CO <sub>2</sub> /kg	
メタノール	50%メタノール:158円/kg	1.21kg-CO <sub>2</sub> /L	
アンモニア	—	2.080t-CO <sub>2</sub> /t-NH <sub>3</sub>	CO <sub>2</sub> 排出係数は補足資料参照
炭酸アンモニウム	82.5円/kg	—	
<p>※浄化槽汚泥脱水ろ液の NH<sub>4</sub>-N、BOD 濃度</p> <p>『汚泥再生処理センター等施設整備の計画・設計要領 2006 年改訂版』より除さ後浄化槽汚泥の                      平均値 NH<sub>4</sub>-N:780mg/L、BOD:3,300mg/L とし、固液分離による NH<sub>4</sub>-N 除去率:25%、BOD                      除去率 60%として算出した。</p>			

表 4-4 浄化槽汚泥受入れ割合 100%の場合に導入した場合の試算結果

		従来技術	実証技術	
消費量および回収量	アンモニア分離回収装置超音波振動子数	(個)	—	272
	生物処理設備消費電力	(kwh/年)	昼間：83,892 夜間：59,928	昼間：88,788 夜間：63,420
	アンモニア分離回収装置超音波振動子消費電力	(kwh/年)	—	昼間：32,028 夜間：22,884
	アンモニア分離回収装置付帯装置消費電力	(kwh/年)	—	昼間：135,540 夜間：96,816
	25%水酸化ナトリウム添加量	t/年	120	91.8
	70%硫酸添加量	t/年	0	0
	50%メタノール添加量	t/年	14.8	0
	アンモニア回収量	t/年	—	2.99
	炭酸アンモニウム回収量	t/年	—	6.96
ランニングコスト	生物処理設備電力費	百万円/年(百万円/t-N)	2.63 (0.251)	2.78(0.265)
	アンモニア分離回収装置超音波振動子電力費	百万円/年(百万円/t-N)	—	1.00(0.0957)
	アンモニア分離回収装置付帯装置電力費	百万円/年(百万円/t-N)	—	4.25 (0.405)
	25%水酸化ナトリウム費	百万円/年(百万円/t-N)	9.37 (0.893)	7.16 (0.683)
	70%硫酸費	百万円/年(百万円/t-N)	0 (0)	0 (0)
	50%メタノール費	百万円/年(百万円/t-N)	2.34 (0.223)	0 (0)
	炭酸アンモニウム売却益	百万円/年(百万円/t-N)	—	△0.578(△0.0550)
	機器類メンテナンス費	百万円/年(百万円/t-N)	2.14(0.204)	3.66 (0.349)
<b>ランニングコスト合計</b>	<b>百万円/年(百万円/t-N)</b>	<b>16.5(1.57)</b>	<b>18.3 (1.74)</b>	
CO <sub>2</sub> 排出量	生物処理設備電力	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	53.2 (5.07)	56.3 (5.37)
	アンモニア分離回収装置超音波振動子電力	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	—	20.3 (1.94)
	アンモニア分離回収装置付帯装置電力	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	—	86.0 (8.19)
	水酸化ナトリウム	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	28.2 (2.69)	21.5 (2.05)
	硫酸	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	0 (0)	0 (0)
	メタノール	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	11.3 (1.08)	0 (0)
	アンモニア回収	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	—	△5.12 (△0.488)
	<b>CO<sub>2</sub>排出量合計</b>	<b>t-CO<sub>2</sub>/年(t-CO<sub>2</sub>/t-N)</b>	<b>92.7 (8.83)</b>	<b>179 (17.1)</b>

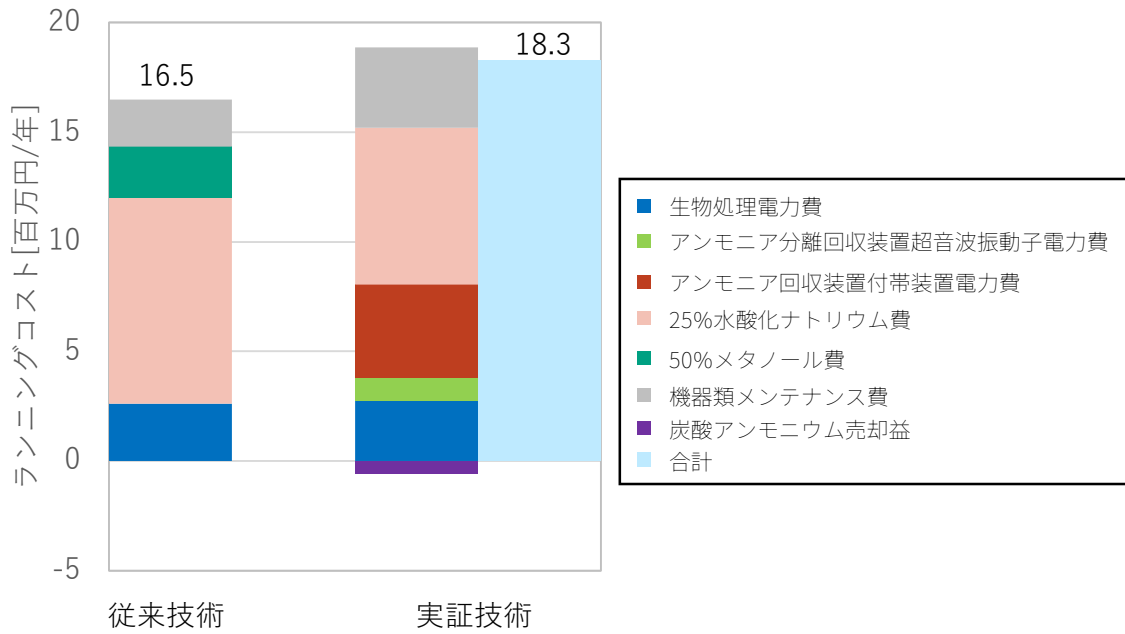


図 4-3 浄化槽汚泥受入れ割合 100%に導入した場合のランニングコストの比較

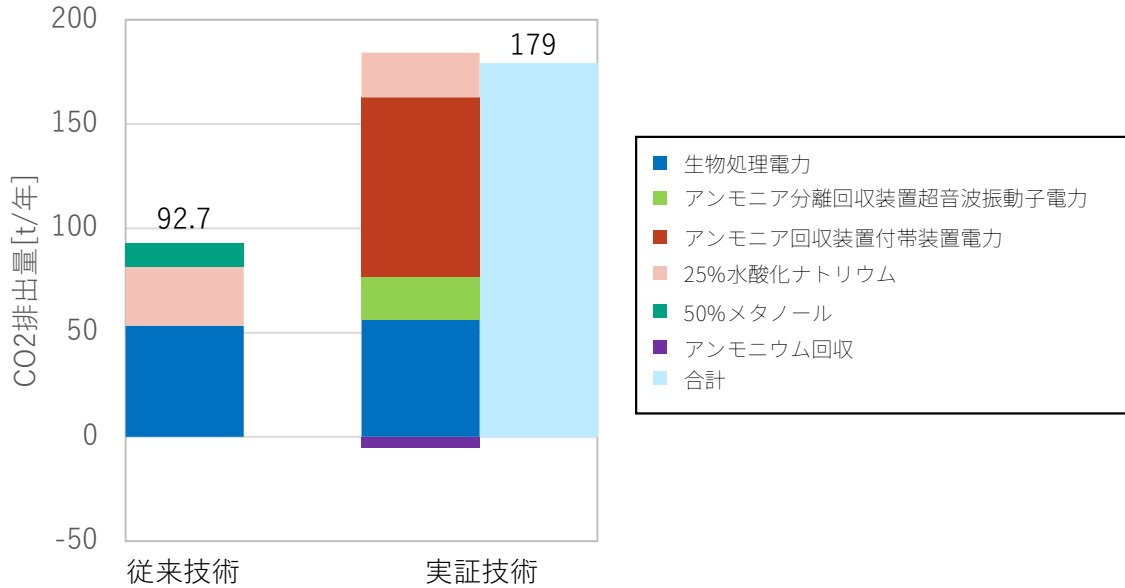


図 4-4 浄化槽汚泥受入れ割合 100%に導入した場合の CO<sub>2</sub> 排出量の比較

#### 4.1.2 生ごみメタン発酵への導入

生ごみメタン発酵施設への導入では、メタン発酵消化液の脱水ろ液からアンモニアを分離回収し、その後生物学的脱窒素処理するフローを想定した。処理方式は湿式のメタン発酵とし、脱水ろ液の水質は高温メタン発酵の場合と中温メタン発酵の場合の2通りとした。脱水ろ液量はいずれも50m<sup>3</sup>/日(生ごみ搬入量49t/日程度)とした。表4-5に高温メタン発酵に導入する際の試算条件を、表4-6及び図4-5、図4-6に試算結果を示す。生ごみ高温メタン発酵に導入した場合、ランニングコストは従来技術で56.0百万円/年、実証技術導入で28.9百万円/年で、実証技術の導入により48.3%の削減となった。CO<sub>2</sub>排出量は、従来技術で266t/年、実証技術導入で234t/年で、実証技術の導入により11.9%の削減となった。

表4-7に中温メタン発酵に導入する際の試算条件を、表4-8及び図4-7、図4-8に試算結果を示す。生ごみ中温メタン発酵に導入した場合、ランニングコストは従来技術で89.0百万円/年、実証技術導入で46.2百万円/年で、実証技術の導入により48.1%の削減となった。CO<sub>2</sub>排出量は、従来技術で418t/年、実証技術導入で316t/年で、実証技術の導入により24.3%の削減となった。

生ごみメタン発酵への導入では、高温メタン発酵及び中温メタン発酵のどちらにおいてもランニングコスト及びCO<sub>2</sub>排出量共に削減できる結果となった。高温と中温では、中温の方がCO<sub>2</sub>排出量の削減効果が高くなった。

表 4-5 生ごみ高温メタン発酵に導入する際の試算条件

試算条件			
搬入物および処理対象原水の性状			
	搬入量	BOD	NH <sub>4</sub> -N
脱水ろ液	50m <sup>3</sup> /日	3,000mg/L	2,000mg/L
アンモニア分離回収処理液	—	3,000mg/L	1,010mg/L
アンモニア分離回収に関する条件			
発酵残渣pH調整用 25%水酸化ナトリウム添加量 (pH10.0まで上昇させるのに必要な量)	脱水ろ液		備考
	11.1kg/m <sup>3</sup> -原水		実験値に基づく
原水濃度とアンモニア分離速度の関係式	$y = 0.440x^{1.20}$		
水処理設備運転時間	24時間/日		
試算関係			
	料金	CO <sub>2</sub> 排出係数	備考
電気	昼間：20.11円/kwh 夜間：15.74円/kwh	0.00037t-CO <sub>2</sub> /kwh	CO <sub>2</sub> 排出係数は『2030年に向けた電気事業者の取組等について 2020年8月電気事業連合会』より参照
水酸化ナトリウム	25%水酸化ナトリウム: 78円/kg	0.938kg-CO <sub>2</sub> /kg	CO <sub>2</sub> 排出係数は「廃棄物処理施設の基幹的設備改良マニュアル令和3年4月改訂版」を参照
硫酸	70%硫酸:90円/kg	0.087kg-CO <sub>2</sub> /kg	
メタノール	50%メタノール:158円/kg	1.21kg-CO <sub>2</sub> /L	
アンモニア	—	2.080t-CO <sub>2</sub> /t-NH <sub>3</sub>	CO <sub>2</sub> 排出係数は補足資料参照
炭酸アンモニウム	82.5円/kg	—	

※脱水ろ液の NH<sub>4</sub>-N、BOD 濃度

『廃棄物処理技術評価 -第8号-』 p.8 メタン発酵汚泥分離液の設計水質から引用

(NH<sub>4</sub>-N 濃度は T-N の値を採用)

表 4-6 生ごみ高温メタン発酵に導入した場合の試算結果

		従来技術	実証技術	
消費量および回収量	アンモニア分離回収装置超音波振動子数	(個)	—	784
	生物処理設備消費電力	(kwh/年)	昼間：134,808 夜間：96,288	昼間：108,060 夜間：77,184
	アンモニア分離回収装置超音波振動子消費電力	(kwh/年)	—	昼間：91,788 夜間：65,568
	アンモニア分離回収装置付帯装置消費電力	(kwh/年)	—	昼間：151,164 夜間：107,976
	25%水酸化ナトリウム添加量	t/年	415	209
	70%硫酸添加量	t/年	0	0
	50%メタノール添加量	t/年	108	0
	アンモニア回収量	t/年	—	21.9
炭酸アンモニウム回収量	t/年	—	51.1	
ランニングコスト	生物処理設備電力費	百万円/年(百万円/t-N)	4.23 (0.116)	3.39(0.0933)
	アンモニア分離回収装置超音波振動子電力費	百万円/年(百万円/t-N)	—	2.88(0.0793)
	アンモニア分離回収装置付帯装置電力費	百万円/年(百万円/t-N)	—	4.74 (0.131)
	25%水酸化ナトリウム費	百万円/年(百万円/t-N)	32.4 (0.892)	16.3 (0.448)
	70%硫酸費	百万円/年(百万円/t-N)	0 (0)	0 (0)
	50%メタノール費	百万円/年(百万円/t-N)	17.1 (0.472)	0 (0)
	炭酸アンモニウム売却益	百万円/年(百万円/t-N)	—	△4.22(△0.116)
	機器類メンテナンス費	百万円/年(百万円/t-N)	2.20(0.0607)	5.83 (0.160)
<b>ランニングコスト合計</b>	<b>百万円/年(百万円/t-N)</b>	<b>56.0(1.54)</b>	<b>28.9 (0.796)</b>	
CO <sub>2</sub> 排出量	生物処理設備電力	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	85.5 (2.35)	68.5 (1.89)
	アンモニア分離回収装置超音波振動子電力	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	—	58.2 (1.60)
	アンモニア分離回収装置付帯装置電力	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	—	95.9 (2.64)
	水酸化ナトリウム	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	97.4 (2.68)	49.0 (1.35)
	硫酸	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	0 (0)	0 (0)
	メタノール	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	82.7 (2.28)	0 (0)
	アンモニア回収	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	—	△37.6 (△1.03)
	<b>CO<sub>2</sub>排出量合計</b>	<b>t-CO<sub>2</sub>/年(t-CO<sub>2</sub>/t-N)</b>	<b>266 (7.31)</b>	<b>234 (6.44)</b>

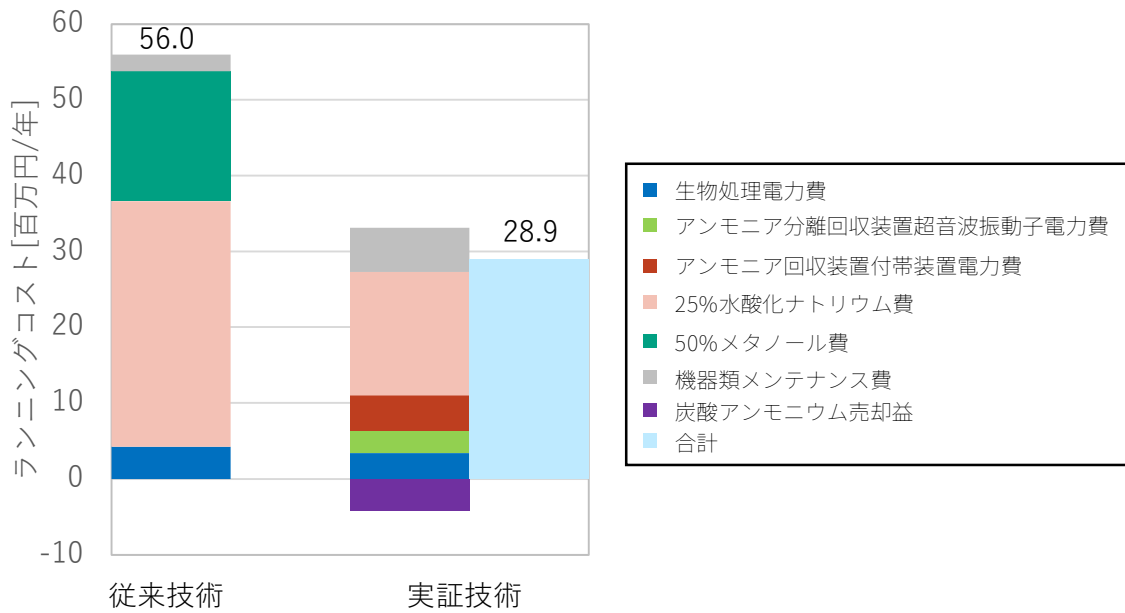


図 4-5 生ごみ高温メタン発酵に導入した場合のランニングコストの比較

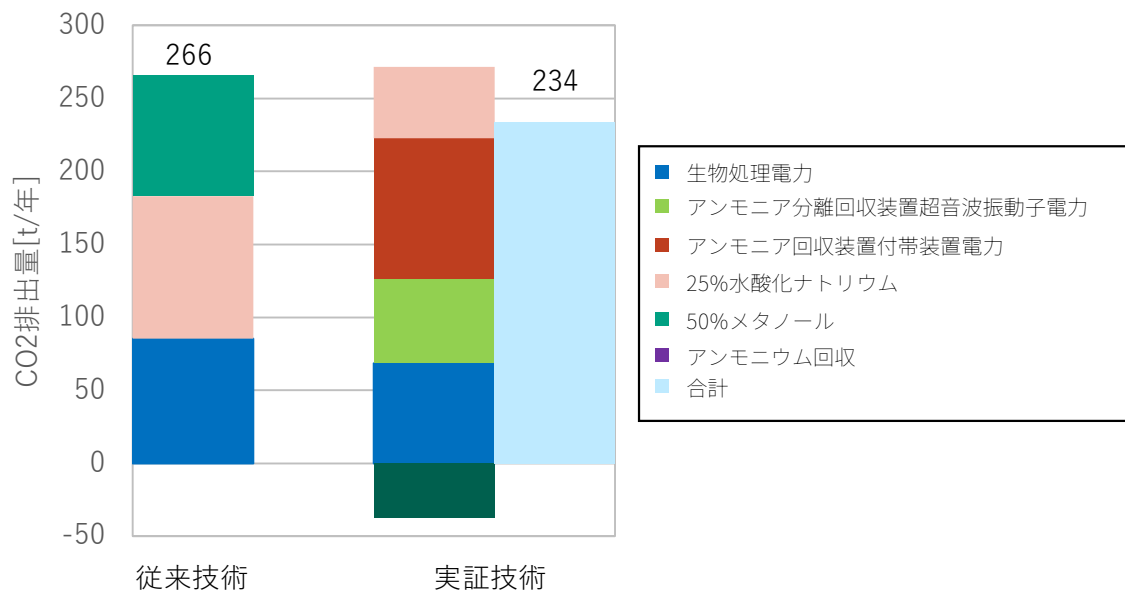


図 4-6 生ごみ高温メタン発酵に導入した場合の CO<sub>2</sub>排出量の比較

表 4-7 生ごみ中温メタン発酵に導入する際の試算条件

試算条件			
搬入物および処理対象原水の性状			
	搬入量	BOD	NH <sub>4</sub> -N
脱水ろ液	50m <sup>3</sup> /日	1,500mg/L	2,700mg/L
アンモニア分離回収処理液	—	1,500mg/L	510mg/L
アンモニア分離回収に関する条件			
発酵残渣pH調整用 25%水酸化ナトリウム添加量 (pH10.0まで上昇させるのに必要な量)	脱水ろ液		備考
	15.0kg/m <sup>3</sup> -原水		実験値に基づく
原水濃度とアンモニア分離速度の関係式	$y = 0.440x^{1.20}$		
水処理設備運転時間	24時間/日		
試算関係			
	料金	CO <sub>2</sub> 排出係数	備考
電気	昼間：20.11円/kwh 夜間：15.74円/kwh	0.00037t-CO <sub>2</sub> /kwh	CO <sub>2</sub> 排出係数は『2030年に向けた電気事業者の取組等について 2020年8月電気事業連合会』より参照
水酸化ナトリウム	25%水酸化ナトリウム: 78円/kg	0.938kg-CO <sub>2</sub> /kg	CO <sub>2</sub> 排出係数は「廃棄物処理施設の基幹的設備改良マニュアル令和3年4月改訂版」を参照
硫酸	70%硫酸:90円/kg	0.087kg-CO <sub>2</sub> /kg	
メタノール	50%メタノール:158円/kg	1.21kg-CO <sub>2</sub> /L	
アンモニア	—	2.080t-CO <sub>2</sub> /t-NH <sub>3</sub>	CO <sub>2</sub> 排出係数は補足資料参照
炭酸アンモニウム	82.5円/kg	—	

※脱水ろ液の NH<sub>4</sub>-N、BOD 濃度は実験原水採取先施設の代表値とした。

表 4-8 生ごみ中温メタン発酵に導入した場合の試算結果

			従来技術	実証技術
消費量および回収量	アンモニア分離回収装置超音波振動子数	(個)	—	2,025
	生物処理設備消費電力	(kwh/年)	昼間：162,144 夜間：115,824	昼間：89,016 夜間：63,588
	アンモニア分離回収装置超音波振動子消費電力	(kwh/年)	—	昼間：237,480 夜間：169,632
	アンモニア分離回収装置付帯装置消費電力	(kwh/年)	—	昼間：194,124 夜間：138,660
	25%水酸化ナトリウム添加量	t/年	562	274
	70%硫酸添加量	t/年	0	74.5
	50%メタノール添加量	t/年	240	0
	アンモニア回収量	t/年	—	48.5
炭酸アンモニウム回収量	t/年	—	113	
ランニングコスト	生物処理設備電力費	百万円/年(百万円/t-N)	5.08 (0.104)	2.79(0.0569)
	アンモニア分離回収装置超音波振動子電力費	百万円/年(百万円/t-N)	—	7.45(0.152)
	アンモニア分離回収装置付帯装置電力費	百万円/年(百万円/t-N)	—	6.09 (0.124)
	25%水酸化ナトリウム費	百万円/年(百万円/t-N)	43.8 (0.892)	21.4 (0.436)
	70%硫酸費	百万円/年(百万円/t-N)	0 (0)	6.70 (0.137)
	50%メタノール費	百万円/年(百万円/t-N)	37.9 (0.772)	0 (0)
	炭酸アンモニウム売却益	百万円/年(百万円/t-N)	—	△9.32(△0.190)
	機器類メンテナンス費	百万円/年(百万円/t-N)	2.21(0.0450)	11.1 (0.226)
<b>ランニングコスト合計</b>	<b>百万円/年(百万円/t-N)</b>	<b>89.0(1.81)</b>	<b>46.2 (0.941)</b>	
CO <sub>2</sub> 排出量	生物処理設備電力	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	103 (2.09)	56.5 (1.15)
	アンモニア分離回収装置超音波振動子電力	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	—	151 (3.07)
	アンモニア分離回収装置付帯装置電力	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	—	123 (2.51)
	水酸化ナトリウム	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	132 (2.68)	64.3 (1.31)
	硫酸	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	0 (0)	4.53 (0.0924)
	メタノール	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	183 (3.73)	0 (0)
	アンモニア回収	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	—	△83.1 (△1.69)
	<b>CO<sub>2</sub>排出量合計</b>	<b>t-CO<sub>2</sub>/年(t-CO<sub>2</sub>/t-N)</b>	<b>418 (8.50)</b>	<b>316 (6.44)</b>

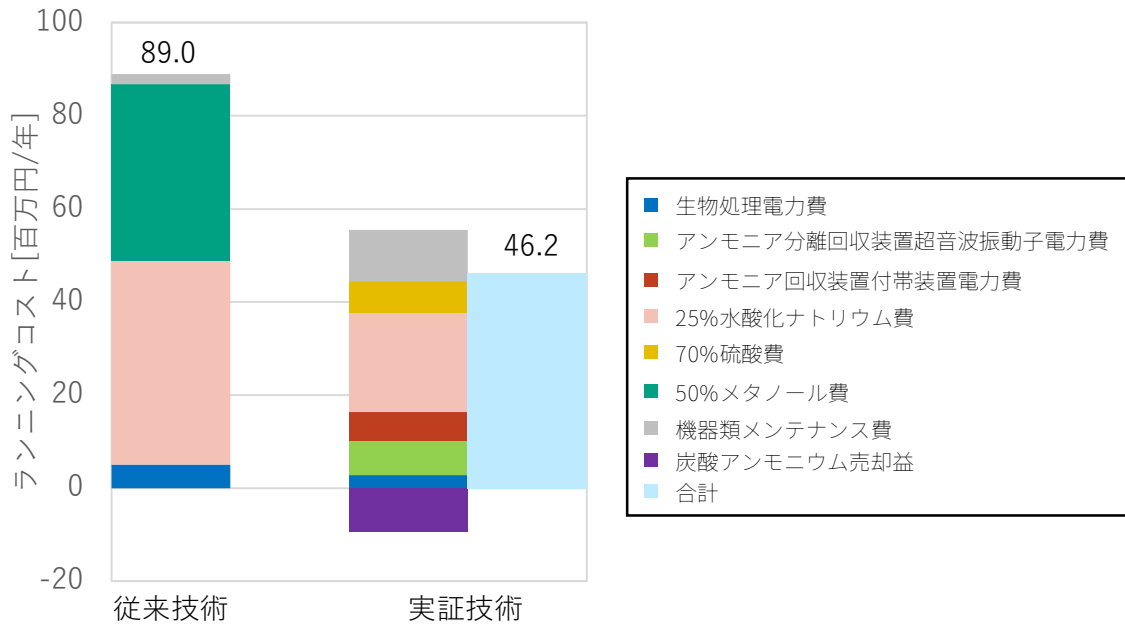


図 4-7 生ごみ中温メタン発酵に導入した場合のランニングコストの比較

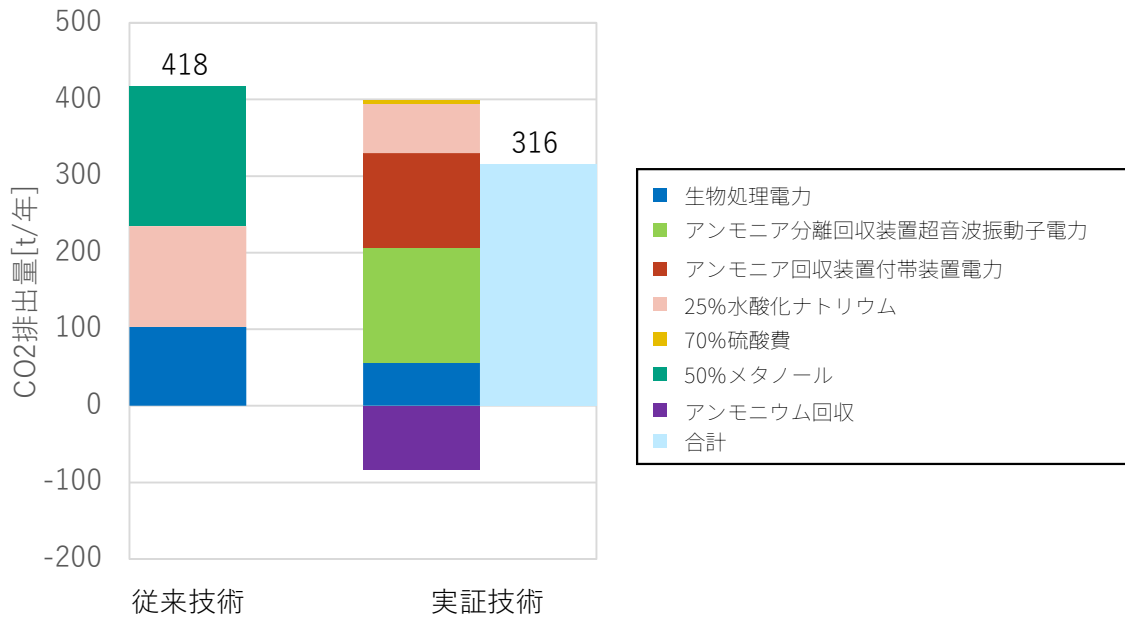


図 4-8 生ごみ中温メタン発酵に導入した場合の CO<sub>2</sub> 排出量の比較

#### 4.1.3 下水処理への導入

下水処理への導入では、図 4-9 に示すように濃縮汚泥と生ごみを原料として嫌気性消化を行う施設を想定し、嫌気性消化槽からの返流水からアンモニアを分離回収することとした。アンモニア分離回収による効果の比較対象は、反応槽におけるブロー消費電力とそれに伴う CO<sub>2</sub> 発生量、そして反応槽でのアンモニア酸化に伴う N<sub>2</sub>O 発生から換算した CO<sub>2</sub> 発生量とした。比較に使用する試算条件は表 4-9 のとおりとした。

表 4-10 及び図 4-10、図 4-11 に試算結果を示す。アンモニア分離回収装置によって返流水からアンモニアを回収することで、実証技術を導入した場合の反応槽に関わる電力量や CO<sub>2</sub> 排出量は低下した。しかしながらアンモニア分離回収装置自体の消費電力やそれに伴う CO<sub>2</sub> 発生量が大きいため、実証技術を導入した場合は導入しない場合と比較して、ランニングコスト及び CO<sub>2</sub> 排出量共に増加する結果となった。

上記の結果から、アンモニア分離回収装置を下水処理に導入してもメリットを得るのは難しいと考えられる。

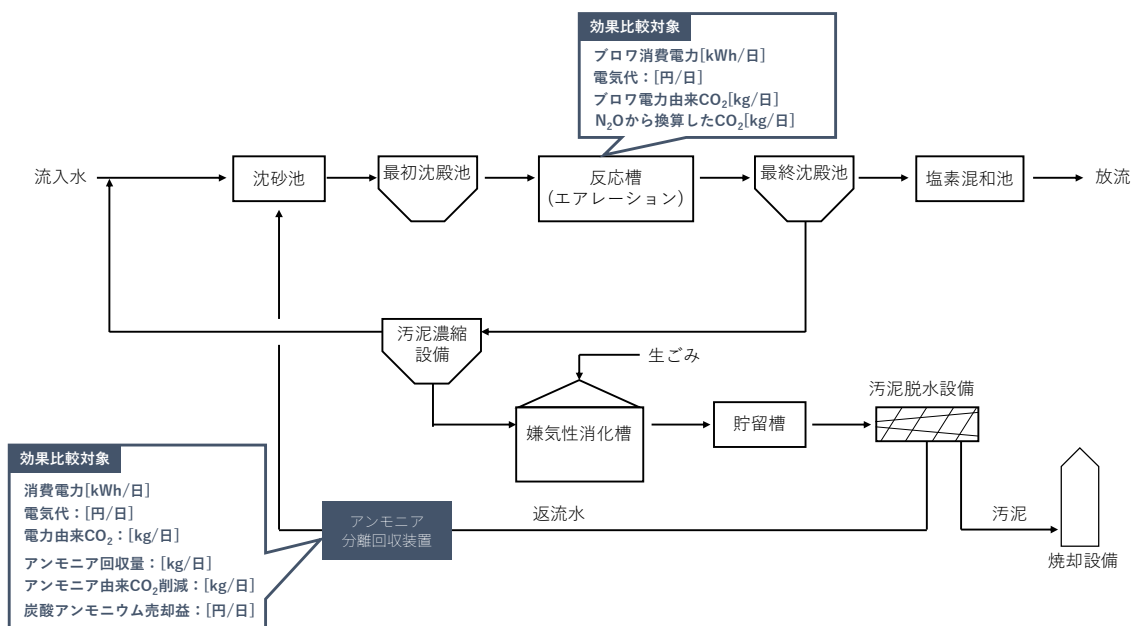


図 4-9 アンモニア分離回収装置の導入を想定した下水道施設

表 4-9 下水処理に導入した場合の試算条件

試算条件			
搬入物および処理対象原水の性状			
	流入量	BOD	NH <sub>4</sub> -N
流入水	50,000m <sup>3</sup> /日	—	30mg/L
返流水	500m <sup>3</sup> /日	—	3,000mg/L
アンモニア分離回収処理液	450m <sup>3</sup> /日	—	750mg/L
アンモニア分離回収に関する条件			
原水濃度とアンモニア分離速度の関係式	$y = 0.614x^{1.20}$		
水処理設備運転時間	24時間/日		
試算関係			
	料金	CO <sub>2</sub> 排出係数	備考
電気	20.11円/kwh	0.00037t-CO <sub>2</sub> /kwh	CO <sub>2</sub> 排出係数は『2030年に向けた電気事業者の取組等について 2020年8月電気事業連合会』より参照
アンモニア	—	2.080t-CO <sub>2</sub> /t-NH <sub>3</sub>	CO <sub>2</sub> 排出係数は補足資料参照
炭酸アンモニウム	82.5円/kg	—	
N <sub>2</sub> O関連			
反応槽におけるN <sub>2</sub> O発生係数	142mg-N <sub>2</sub> O/m <sup>3</sup>	1 日本国温室効果ガスインベントリ報告書 2020年 p.504 表7-74 『標準活性汚泥法』より	
N <sub>2</sub> OのCO <sub>2</sub> 換算係数	273	GREENHOUSE GAS PROTOCOLより抜粋	

表 4-10 下水処理に導入した場合の試算結果

			従来技術	実証技術
消費量および回収量	アンモニア分離回収装置超音波振動子数	(個)	—	11,342
	反応槽プロワ消費電力	(kwh/日)	6,110	3,742
	アンモニア分離回収装置消費電力	(kwh/日)	—	17,287
	アンモニア回収量	kg/日	—	1,366
ランニングコスト	反応槽プロワ電力費	千円/日	123	75
	アンモニア分離回収装置電力費	千円/日	—	348
	炭酸アンモニウム売却益	千円/日	—	△262
	<b>ランニングコスト合計</b>	<b>千円/日</b>	<b>123</b>	<b>161</b>
CO <sub>2</sub> 排出量	反応槽プロワ電力	kg-CO <sub>2</sub> /日	2,261	1,385
	反応槽N <sub>2</sub> O発生量から換算したCO <sub>2</sub>	kg-CO <sub>2</sub> /日	1,957	1,198
	アンモニア分離回収装置電力	kg-CO <sub>2</sub> /日	—	6,396
	アンモニア回収	kg-CO <sub>2</sub> /日	—	△1,037
	<b>CO<sub>2</sub>排出量合計</b>	<b>kg-CO<sub>2</sub>/日</b>	<b>4,218</b>	<b>7,942</b>

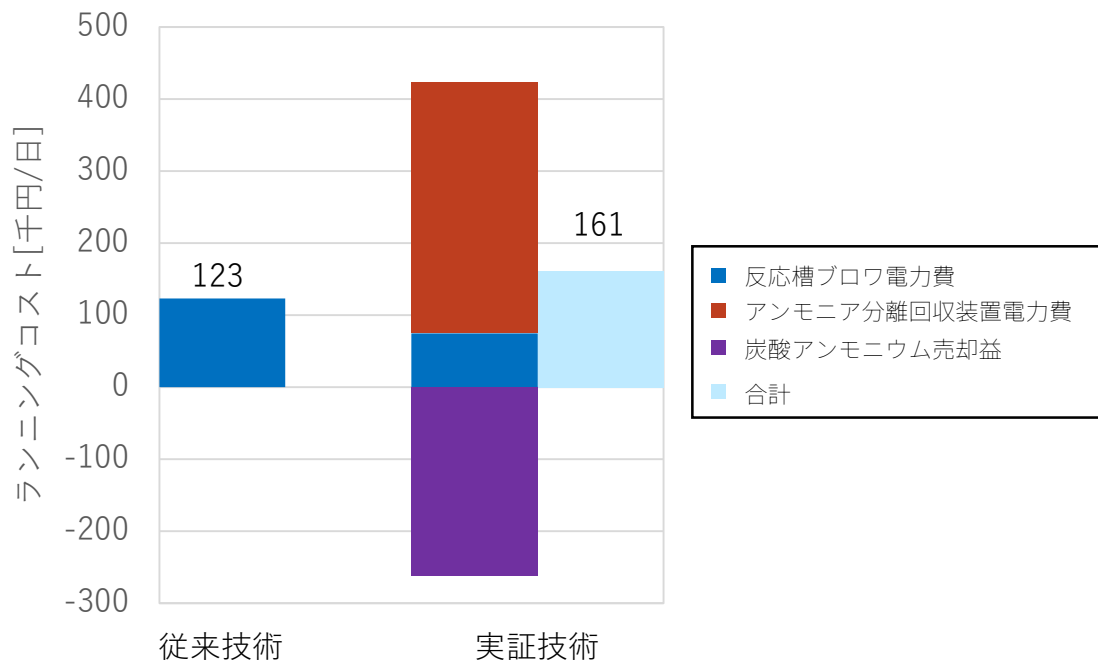


図 4-10 下水処理に導入した場合のランニングコストの比較

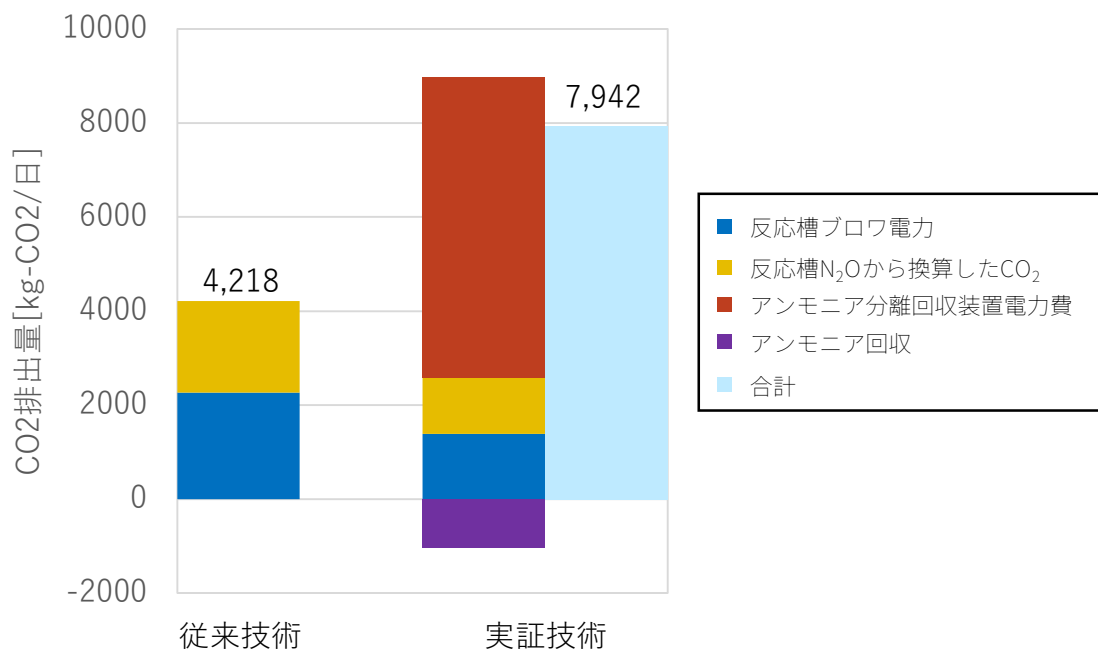


図 4-11 下水処理に導入した場合の CO<sub>2</sub> 排出量の比較

## 4.2 アンモニア回収効率・純度が高くなる組合せ（実証技術の導入先）

4.1.1 及び 4.1.2 での試算により、生ごみメタン発酵施設への導入ではランニングコスト、CO<sub>2</sub> 排出量共に削減効果は大きい。しかし、し尿処理施設への導入では CO<sub>2</sub> 排出量の削減は難しいということが明らかとなった。しかし、将来の資源循環社会、資源循環共生圏の実現において、生ごみとし尿を個別に処理することは非効率であると考えられる。特にし尿処理においては現在、搬入量減少に伴う稼働率の低下及び単位処理コストの増大が進行しており、施設の統廃合等によって施設数が徐々に減少してきている。しかしながら、人間が生活を続ける限りし尿の処理は必要で、またその全てを下水道に投入することも困難であるため、単位処理コストが高くなってもし尿処理施設は必要な施設である。一方メタン発酵においては、外食産業や小売業、各家庭から日々多くの生ごみ（食品ロス）が発生しているにも関わらず、メタン発酵事業はまだ普及途上であり施設数が多くないため、それらの受入れ体制が不十分である。また、メタン発酵施設を新たに建設するには、そのための土地と費用、運転人員の確保等が必要である。

これらし尿処理とメタン発酵が抱える課題を解決するため、し尿と生ごみを受入れ、共に処理する施設を提案する。具体的には、し尿処理施設及び汚泥再生処理センターを更新する際に、メタン発酵施設として更新し、これまでのし尿に加えて地域の生ごみも受け入れる施設とする。し尿処理施設は各自治体に存在するため、家庭や外食店・小売店から搬送可能な立地でありこれらから発生する生ごみを受け入れ易くなる。これにより、搬入量の減少が改善される。更に、元なし尿処理施設や汚泥再生処理センターであったため、その土地と運転人員、収集インフラも活用することができる。この様な施設にアンモニア分離回収装置を導入することが最適であり、メタン発酵の課題である排水処理コストを低減することで、より事業の拡大を推し進めることができると考える。し尿と生ごみの組合せであれば、有害な重金属等が混入するリスクは小さく、回収したアンモニアを副産肥料として利用することができる。更に生ごみの受入れにより、アンモニア回収効率も向上する。また、近隣に畜産業が存在すれば、家畜糞尿を受入れても良い。

## 4.3 実証技術導入先における導入メリット

4.2 で述べた導入先は、し尿等と生ごみを受入れてメタン発酵するという意味で、3.3 で導入効果を試算したモデルケースと同じ施設であるが、ここではし尿処理施設をメタン発酵施設として更新した施設において、より実現可能性の高いし尿等と生ごみの受入れ割合を求め、その導入メリットを試算する。試算条件を表 4-11 に示す。

2023 年度のし尿発生量は 1922 万 kL（令和 7 年版環境白書・循環型社会白書・生物多様性白書より）であり、2021 年度のし尿処理施設数が 870 件（特集 災害時におけるトイレ・し尿の衛生処理『今後のし尿処理施設・汚泥再生処理センターの在り方』より）であることから、し尿等の施設 1 件当たりへの搬入量は 60kL/日とした。更に、し尿と浄化槽汚泥の受入れ割合を 1：2 とし、し尿 20kL/日、浄化槽汚泥 40kL とした。また、2022 年度の事業

系及び家庭系から発生する食品ロス量の合計 2,232 万 t（令和 7 年版環境白書・循環型社会白書・生物多様性白書より）であることから、し尿発生量 1,922 万 t/年(比重を 1 とする)：生ごみ発生量 2,232 万 t/年 $\div$ し尿発生量 1：生ごみ発生量 1.16 を受入れ割合の最大値、かつ生ごみ受入れ量を 50t/日を上限として、生ごみ受入れ量 48t/日（し尿：生ごみ=1：0.8）とした。

表 4-12、図 4-12、図 4-13 に実証技術導入施設に導入した場合の試算結果を示す。ランニングコストは従来技術で 101 百万円/年、実証技術導入で 67.3 百万円/年で、実証技術の導入により 33.6%の削減となった。CO<sub>2</sub>排出量は、従来技術で 520t/年、実証技術導入で 435t/年で、実証技術の導入により 16.2%の削減となった。

将来の地域循環共生圏においてより実現性の高い資源の受入れ割合においては、3.3 でのモデルケースへの導入と比較して、ランニングコスト削減効果は低下したものの、CO<sub>2</sub>排出量はより高い削減効果が得られた。

表 4-11 実証技術導入施設に導入した場合の試算条件

試算条件			
搬入物および処理対象原水の性状			
	搬入量	BOD	NH <sub>4</sub> -N
し尿	20m <sup>3</sup> /日	4,800mg/L	1,600mg/L
浄化槽汚泥	40m <sup>3</sup> /日	2,500mg/L	550mg/L
発酵残渣ろ液(生ごみ48t/日)	55.7m <sup>3</sup> /日	3,000mg/L	2,500mg/L
処理対象原水 (メタン発酵残渣固液分離ろ液)	115.7m <sup>3</sup> /日	2,098mg/L	1,536mg/L
アンモニア分離回収処理液	—	1,912mg/L	725mg/L
アンモニア分離回収に関する条件			
発酵残渣pH調整用 25%苛性水酸化ナトリウム添加量 (pH10.5まで上昇させるのに必要な量)	し尿浄化槽汚泥由来発酵 残渣	生ごみ 由来発酵残渣	備考
	3.72kg/m <sup>3</sup> -原水	27.3kg/m <sup>3</sup> -原水	実験値に基づく
原水濃度とアンモニア分離速度の関係式	$y = 0.614x^{1.20}$		
水処理設備運転時間	24時間/日		
試算関係			
	料金	CO <sub>2</sub> 排出係数	備考
電気	昼間：20.11円/kwh 夜間：15.74円/kwh	0.00037t-CO <sub>2</sub> /kwh	CO <sub>2</sub> 排出係数は『2030年 に向けた電気事業者の取 組等について 2020年8月電気事業 連合会』より参照
水酸化ナトリウム	25%水酸化ナトリウム: 78円/kg	0.938kg-CO <sub>2</sub> /kg	CO <sub>2</sub> 排出係数は「廃棄物 処理施設の基幹的設備改 良マニュアル令和3年4月 改訂版」を参照
硫酸	70%硫酸:90円/kg	0.087kg-CO <sub>2</sub> /kg	
メタノール	50%メタノール:158円/kg	1.21kg-CO <sub>2</sub> /L	
アンモニア	—	2.080t-CO <sub>2</sub> /t-NH <sub>3</sub>	CO <sub>2</sub> 排出係数は補足資料 参照
炭酸アンモニウム	82.5円/kg	—	

表 4-12 実証技術導入施設に導入した場合の試算結果

			従来技術	実証技術
消費量および回収量	アンモニア分離回収装置超音波振動子数	(個)	—	1,521
	生物処理設備消費電力	(kwh/年)	昼間：299,400 夜間：201,720	昼間：126,912 夜間：86,568
	アンモニア分離回収装置超音波振動子消費電力	(kwh/年)	—	昼間：213,732 夜間：152,664
	アンモニア分離回収装置付帯装置消費電力	(kwh/年)	—	昼間：243,120 夜間：173,652
	25%水酸化ナトリウム添加量	t/年	742	657
	70%硫酸添加量	t/年	0	0
	50%メタノール添加量	t/年	210	0
	アンモニア回収量	t/年	—	42.1
炭酸アンモニウム回収量	t/年	—	119	
ランニングコスト	生物処理設備電力費	百万円/年(百万円/t-N)	9.20 (0.142)	3.92 (0.0604)
	アンモニア分離回収装置超音波振動子電力費	百万円/年(百万円/t-N)	—	6.70 (0.103)
	アンモニア分離回収装置付帯装置電力費	百万円/年(百万円/t-N)	—	7.62 (0.118)
	25%水酸化ナトリウム費	百万円/年(百万円/t-N)	57.9 (0.892)	51.3 (0.790)
	70%硫酸費	百万円/年(百万円/t-N)	0 (0)	0 (0)
	50%メタノール費	百万円/年(百万円/t-N)	33.2 (0.511)	0 (0)
	炭酸アンモニウム売却益	百万円/年(百万円/t-N)	—	△9.81(△0.208)
	機器類メンテナンス費	百万円/年(百万円/t-N)	1.06(0.0163)	7.58 (0.117)
<b>ランニングコスト合計</b>	<b>百万円/年(百万円/t-N)</b>	<b>101(1.56)</b>	<b>67.3 (1.04)</b>	
CO <sub>2</sub> 排出量	生物処理設備電力	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	185 (2.86)	79.0 (1.22)
	アンモニア分離回収装置超音波振動子電力	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	—	136 (2.09)
	アンモニア分離回収装置付帯装置電力	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	—	154 (2.38)
	水酸化ナトリウム	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	174 (2.68)	154 (2.38)
	硫酸	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	0 (0)	0 (0)
	メタノール	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	160 (2.47)	0 (0)
	アンモニア回収	t-CO <sub>2</sub> /年(t-CO <sub>2</sub> /t-N)	—	△87.5 (△1.35)
	<b>CO<sub>2</sub>排出量合計</b>	<b>t-CO<sub>2</sub>/年(t-CO<sub>2</sub>/t-N)</b>	<b>520 (8.01)</b>	<b>435 (6.71)</b>

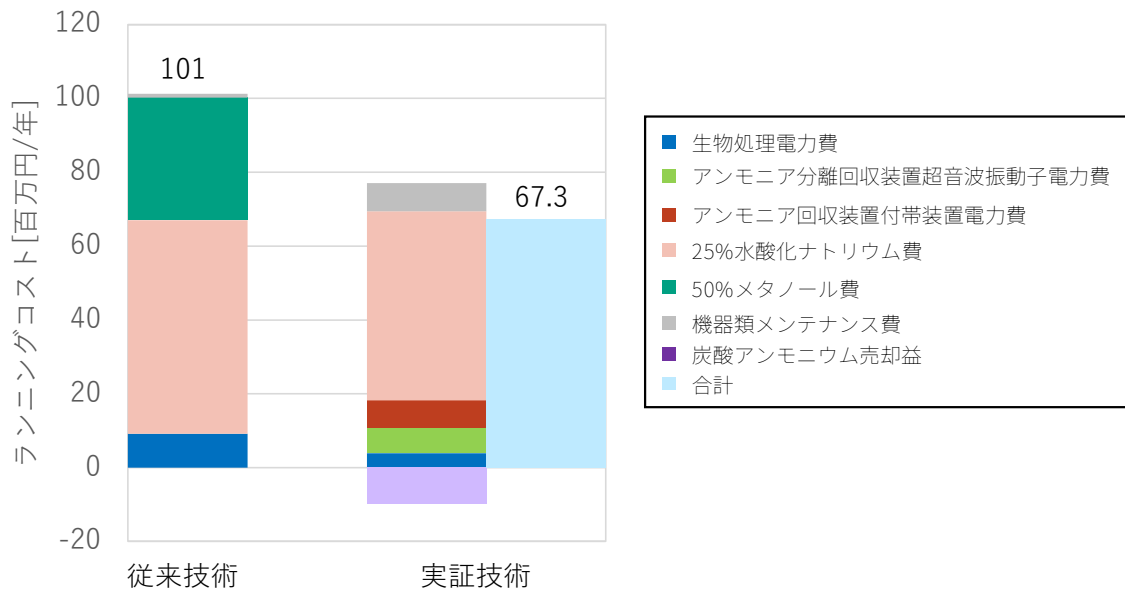


図 4-12 実証技術導入施設に導入した場合のランニングコストの比較

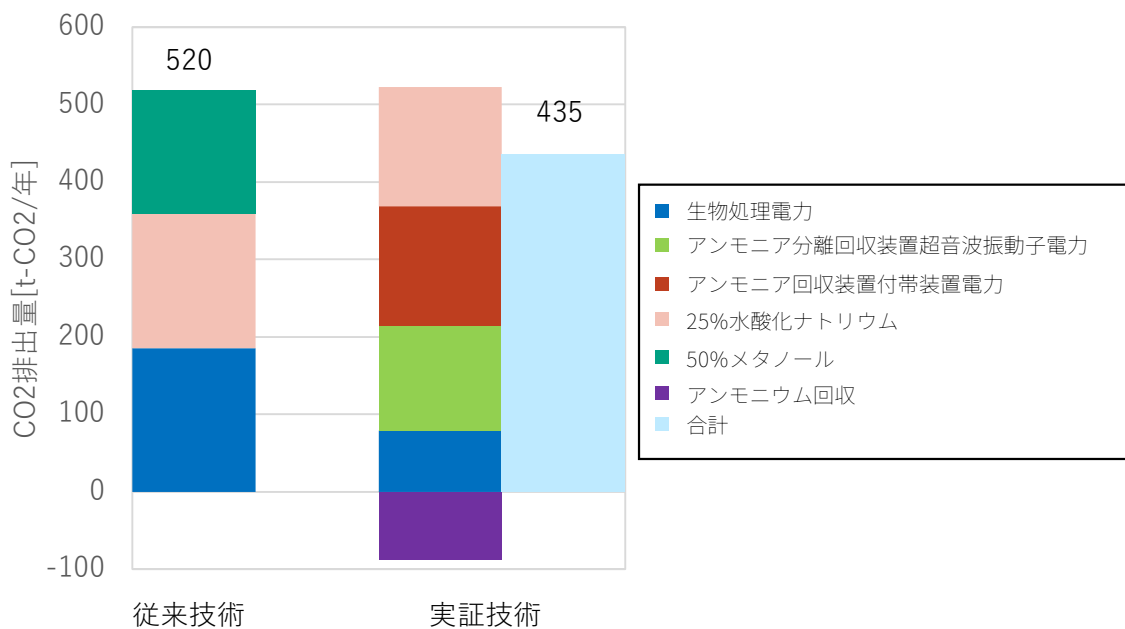


図 4-13 実証技術導入施設に導入した場合の CO<sub>2</sub> 排出量の比較

## 5. 実証技術の普及及び導入

### 5.1 実証技術の普及による CO<sub>2</sub> 排出量削減効果及びロードマップ

アンモニアは主にハーバーボッシュ法によって生産されており、生産には多くの化石燃料を必要とすることから、本書で取り上げた他の薬品と比較しても CO<sub>2</sub> 排出係数は高い。更に、アンモニアは水系に排出されると水質汚濁の原因となることから、アンモニアを含む排水は排水基準値以下まで濃度を低減する必要があるが、多くの場合、エネルギーを消費して処理されている。また、特に化石燃料を輸入に頼っている日本においては、アンモニアの価格は化石燃料の価格に左右され、近年は肥料価格が高騰している。これらのことから、有機性廃棄物からのアンモニアの回収技術は、今後の日本における資源循環社会の実現に大きく貢献すると考える。

2022 年度の食品ロス発生量 2,232 万 t のうち、家庭系廃棄物は 707 万 t であり、その内の大半に当たる 652 万 t は焼却・埋立処分されている。今後の資源循環社会の実現及び CO<sub>2</sub> 排出削減においては、家庭系から排出される生ごみを焼却からメタン発酵に取り込んでいく必要があると考える。これらをメタン発酵に取り込むためには、各家庭から排出される段階で発酵不適物を除外しておくことが重要であることから、各自治体において分別・収集方法を整備する必要がある。

これらの理由から、本実証技術を導入したし尿及び生ごみのメタン発酵施設の普及拡大には、窒素回収に関する環境価値の評価、及び各家庭系生ごみをメタン発酵に取り込むための分別・収集方法の整備が必要と考える。

上記を考慮した上で、この導入施設が普及した場合の 2050 年までの CO<sub>2</sub> 排出量削減効果と、これを実現するためのロードマップを検討した。図 5-1 に 2050 年までのロードマップ案及び CO<sub>2</sub> 排出削減効果を示す。「国産バイオマス発電の導入見通し」2021 年 3 月(一般社団法人 日本有機資源協会、一般社団法人木質バイオマスエネルギー協会)に記載のバイオガス発電導入量を参考に、各年度のバイオガス発電施設数を推計し、そのうちの 20% が混合廃棄物を対象としたバイオガス発電施設であるとした。本実証事業は 2025 年度末に完了する。本実証事業完了から 2050 年までのロードマップ案を次のように想定した。2026 年度に実際のプラントを用いて現地実証試験を行い、実液による連続的な試験を通して、より精度の高い課題の洗い出しや技術導入効果の検証を行う。この結果を基に 2027 年度に、各省庁や地方自治体が窒素回収に関する環境価値の評価や、家畜糞尿の施設への受入れに関する制度、生ごみの分別、収集方法等について整理を行う。2028 年度に本技術を導入する施設の 1 号機を受注し 2030 年度に完工して、以降は継続して導入施設が普及していく。2030 年以降は毎年 1 件ずつ、2035 年から 2040 年にかけては 5 年間で合計 8 件、2040 年以降は毎年 2 件ずつ導入件数を増やしていくものとした。本技術導入無しの場合は CO<sub>2</sub> 排出量 520t/年、本技術を導入した場合は 435t/年であるから、導入施設 1 件当たりの CO<sub>2</sub> 排出削減量は、85t/年である。仮にこのロードマップ案が実現すれば、2050 年までの実証技

術の導入施設件数は累計で 35 件となり、CO<sub>2</sub>排出量はアンモニア分離回収装置が導入されない場合と比較して、合計 28,815t の削減が見込まれる。また、本技術の導入によりメタン発酵事業の拡大が推し進められれば、焼却処分される生ごみをより多くメタン発酵に取り込むことができ、更なる資源回収及び CO<sub>2</sub>削減に貢献すると思われる。

項目	年度	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2035	2040	2050
<b>①導入施設ポテンシャル</b>										
混合廃棄物バイオガス発電施設数[件/年]		6	10	12	14	14	15	8	7	8
累計混合廃棄物バイオガス発電施設件数[件]		73	83	95	109	123	138	178	254	294
<b>②本技術普及計画</b>										
導入施設件数[件/年]		—	—	—	—	—	1	2	2	2
累計導入施設件数[件]		0	0	0	0	0	1	7	15	35
普及率[%]		0	0	0	0	0	0.7	3.9	5.9	11.9
<b>③CO<sub>2</sub>削減効果</b>										
各年度CO <sub>2</sub> 削減量[t/年]		0	0	0	0	0	85	595	1,275	2,975
累計CO <sub>2</sub> 削減量[t]		0	0	0	0	0	85	1,870	6,715	28,815
※家畜ふん尿を受け入れれば更にCO <sub>2</sub> 削減量を増加させられる										
<b>④ロードマップ</b>										
<p>本事業完了 (2025)</p> <p>現地実証 (2026)</p> <p>各種制度の整理 (2027)</p> <p>1号機受注 (2028)</p> <p>1号機施工 (2029)</p> <p>1号機完工 (2030)</p> <p>本格的に普及 (2030-2050)</p>										
<ul style="list-style-type: none"> <li>窒素回収に関する環境価値の評価</li> <li>家畜糞尿の受入れ</li> <li>生ごみ分別、収集方法</li> </ul>										

図 5-1 2050 年までのロードマップ案及び CO<sub>2</sub> 排出削減効果

## 5.2 実証結果の評価

令和 6 年度、令和 7 年度の 2 か年を通して、超音波霧化分離法を用いたアンモニア分離回収の最適条件の検討及び効率化、回収アンモニアの純度向上、排水処理に適した運転方法の確立に注力した。その結果、し尿及び生ごみを受入れるメタン発酵施設に本技術を導入することで、メタン発酵事業拡大の障壁となっている排水処理コストを低減できると共に、排水処理に伴う CO<sub>2</sub> 排出量を削減できるという結果に結びついた。更に、回収したアンモニアは副産肥料の公定規格を満たしており、肥料として利用できることを明らかとした。また、実液を使用した実験を通して、霧化槽への固形物の蓄積や超音波振動子へのスケールの付着を課題として認識し、その解決案を考案した。

しかしながらこれらの結果は、実液を使用したとはいえベンチスケールで回分的に実施した実験の積み重ねによるものである。今後は実施に装置を据え付け、実液を使用した連

続的な試験によりその効果を実証する必要がある。

また、令和 7 年度には超音波霧化分離法によるアンモニア分離回収方法の効率化に注力し、令和 6 年度に比べて大幅に改善は出来たものの、未だ本装置自身の消費電力は十分に小さくなったとは言い切れない。これに関してはまだ改善の余地があり、引き続き検討が必要と考えている。

## 6. まとめ

### 6.1 業務内容の実施評価

表 6-1 に委託契約仕様書における業務内容と実施の成果を示す。本年度の委託契約仕様書における業務内容は、表 6-1 に示すとおり全て実施し成果を本報告書に記した。

### 6.2 目標の達成度評価

表 6-2 に本年度目標値と実施結果を示す。令和 6 年度において、既にアンモニア回収率目標値 50%以上に対して、実証試験において 51%の達成を確認済み。ランニングコスト及びCO<sub>2</sub>排出量についてはそれぞれ従来技術と比較して5%以上及び7%以上削減という目標値に対して、本実証技術の導入先における各々の削減効果は、ランニングコストは33.6%削減、CO<sub>2</sub>排出量は16.2%削減であり、目標値を達成した。また、回収アンモニアは副産肥料の公定規格を満たした。

以上

表 6-1 委託契約仕様書における業務内容と実施の成果

委託契約仕様書における業務内容	令和 7 年度実証事業における成果
<p>(1) 業務における試験実施</p> <p>a. アンモニア分離速度の向上</p> <p>令和 6 年度の試験において見出された課題を考慮し、対策を検討し効果を検証する。</p>	<p><b><u>2.2.1 各種対策効果確認試験</u></b></p> <p>2.1.3 で課題に対する改善対策を検討し、2.2.1 で各々の効果を検証した。各種対策の効果の有無について、表 2-15 に整理した。</p>
<p>b. アンモニア回収方法の確立</p> <p>副産肥料の規格を満たすよう、超音波霧化法により分離したアンモニアの回収方法を確立すること。</p>	<p><b><u>2.2.4 アンモニア回収方法の確立</u></b></p> <p>回収アンモニアの純度が向上するよう、装置フローを改良した。その改良フローによって得たアンモニア回収液の水質分析を行い、副産資料の規格を満たしていることを確認した。アンモニア回収液の水質分析結果は、表 2-16 のとおり。</p>
<p>c.排水処理に適した運転手法の確立</p> <p>浮遊固形物の堆積やスケールの発生等、排水処理固有の課題を洗い出し、解決策を検討し、装置の起動・運転・洗浄・停止に至る適切なプロセス、並びに適切な維持管理方法を確立すること。</p>	<p><b><u>2.2.5 排水処理に適した運転手法の確立</u></b></p> <p>実液を使用した実験を通して、霧化槽からの固形物の排出と、超音波振動子へのスケール付着を軽減する停止工程を考案した。考案した運転フローは、図 2-44 のとおり。</p>
<p>(2) 試算用データ取得試験</p> <p>アンモニア分離速度の向上における課題対策試験の結果を当該データ取得試験条件に反映させて試験を行い、試算に使用するアンモニア分離速度のデータを取得すること。</p>	<p><b><u>2.2.3 試算用データ取得試験</u></b></p> <p>課題対策試験の結果、アンモニア分離速度の向上に対して効果のあった条件を取り入れて試験を実施し、令和 6 年度と比較してアンモニア分離速度が向上していることを確認した。試験結果は、図 2-37 のとおり。</p>

表 6-1 委託契約仕様書における業務内容と実施の成果(続き)

委託契約仕様書における業務内容	令和 7 年度実証事業における成果
<p>(3) ランニングコスト・CO<sub>2</sub>削減効果の試算</p> <p>アンモニア分離速度向上後の条件における、ランニングコスト・CO<sub>2</sub>削減効果を試算すること。試算に使用するデータは、試算用データ取得試験で取得したデータを使用するものとする。</p>	<p><b>3.3 ランニングコスト・CO<sub>2</sub>削減効果</b></p> <p>試算用データ取得試験で得た結果を用いて、モデルケースにおけるランニングコスト及びCO<sub>2</sub>の削減効果を試算した。試算結果は、表 3-2 のとおり。</p>
<p>(4) アンモニア回収効率、及びアンモニア純度検討</p> <p>し尿、下水、生ごみ、畜産糞尿等、現実的に導入可能な組合せからアンモニア回収効率の高くなる組合せ、及びアンモニア純度の高くなる組合せについて令和 6 年度業務で検討した結果に基づき、本年度の実証により見出すこと。</p>	<p><b>4.1 各種排水処理への導入検討</b></p> <p>し尿処理、生ごみメタン発酵、下水処理の各排水処理に本技術を導入した際のランニングコスト及びCO<sub>2</sub>排出削減効果を試算した。結果は、表 4-2、4-4、4-6、4-8、4-10 のとおり。</p> <p><b>4.2 アンモニア回収効率・純度が高くなる組合せ（実証技術の導入先）</b></p> <p>4.1 の結果からアンモニア回収効率及び純度が高くなる組合せを検討し、本技術の具体的な導入先を提案した。</p> <p><b>4.3 実証技術導入先における導入メリット</b></p> <p>4.2 で提案した導入先における試算条件を検討し、本技術を導入した場合のランニングコスト及びCO<sub>2</sub>排出削減効果を試算した。試算結果は、表 4-12 のとおり。</p>

表 6-1 委託契約仕様書における業務内容と実施の成果(続き)

委託契約仕様書における業務内容	令和 7 年度実証事業における成果
<p>(5) 実証試験の普及・導入</p> <p>実証工程表に基づき有機性廃棄物から窒素成分を資源として回収する技術開発の実証試験を実施し、実証条件、実証データ等収集、解析して、実証結果の評価を行うこと。また、本年度実施する「アンモニア分離速度の向上」、「アンモニア回収方法の確立」、「排水処理に適した運転手法の確立」の成果に基づき、社会実装し普及した場合の CO<sub>2</sub> 排出量削減効果について評価を行うとともに、社会実装実現に向けたロードマップ素案を作成すること。</p>	<p><b>5.1 実証技術の普及による CO<sub>2</sub> 排出量削減効果及びロードマップ</b></p> <p>4.3 で試算した CO<sub>2</sub> 排出削減量に基づき、本実証技術が普及した場合の、2050 年に至る CO<sub>2</sub> 排出削減効果を評価した。また、そこに至るロードマップを検討した。結果は図 5-1 のとおり。</p> <p><b>5.2 実証結果の評価</b></p> <p>令和 6 年度及び令和 7 年度における成果を基に、2 か年における実証結果を評価した。</p>

表 6-2 本年度目標値と実施結果

項目	令和7年度目標値	実施結果
アンモニア回収率	原水アンモニアの50%以上	令和6年度に51%の達成を確認済み
ランニングコスト	従来技術と比較して5%以上削減	33.6%削減
CO <sub>2</sub> 排出量	従来技術と比較して7%以上削減	16.2%削減

## 7. 補足資料

### 7.1 アンモニアの CO<sub>2</sub> 排出係数

表 7-1 に 2023 年における日本のアンモニア製造に伴う CO<sub>2</sub> 排出量を算出した。これを基に表 7-2 にアンモニアの CO<sub>2</sub> 排出係数を算出した。

表 7-1 2023 年における日本のアンモニア製造に伴う CO<sub>2</sub>

燃料種類	燃料消費量(※3)	排出係数(※4)	CO <sub>2</sub> 排出量
石炭	424 t	2.33 tCO <sub>2</sub> /t	988 t
石油コークス	384,046 t	3.06 tCO <sub>2</sub> /t	1,175,181 t
ナフサ	0 kL	2.27 tCO <sub>2</sub> /kL	0 t
液化天然ガス(LNG)	121,351 t	2.79 tCO <sub>2</sub> /t	338,569 t
天然ガス(LNGを除く)	439 km <sup>3</sup>	1.96 tCO <sub>2</sub> /km <sup>3</sup>	860 t
		<b>計</b>	<b>1,515,598 t</b>

(※3 出典：環境省様 HP 2.B.1 アンモニア製造(Ammonia Production)(CO<sub>2</sub>)数値は 2023 年度を採用)

(※4 出典：温室効果ガス排出量算定・報告マニュアル(Ver5.0) 第 II 編温室効果ガス排出量の算定方法)

表 7-2 アンモニアの CO<sub>2</sub> 排出係数

アンモニア生産に伴う CO <sub>2</sub> 排出量 (a)	日本のアンモニア 生産量(※5) (b)	アンモニアの CO <sub>2</sub> 排出係数 (a)/(b)
1,515,598t-CO <sub>2</sub>	728,722t-NH <sub>3</sub>	2.080t-CO <sub>2</sub> /t-NH <sub>3</sub>

(※5 出典：日本肥料アンモニア協会 HP 2023 年度アンモニア需給実績)