

博士學位論文

Doctoral Thesis

論文題目

Thesis Title

汚泥濃縮車による浄化槽汚泥処理システム

の脱炭素化に向けての基礎的研究

Fundamental Study on decarbonization of

Johkasou sludge treatment system

using vacuum truck with thickening function

東北大学大学院工学研究科

Graduate School of Engineering,

TOHOKU UNIVERSITY

専攻/Department: 土木工学

学籍番号/ID No: C1TD6005

氏名/Name: KE RONGXIN

Fundamental Study on decarbonization of Johkasou sludge treatment system using vacuum truck with thickening function.

ABSTRACT : This study conducted fundamental research towards decarbonizing the Johkasou sludge treatment system by vacuum truck with a concentrating function. The research encompassed the collection, transportation, recycling, and treatment of Johkasou sludge.

Until 2022 the domestic wastewater treatment penetration rate of Japan is come to be 93% in total Japan. However, at the less than 50,000 people municipalities, it just 83% of domestic wastewater treatment penetration rate completed. And about 8.8 million people do not treat their domestic wastewater. To achieve a 100% of domestic wastewater treatment penetration rate it is necessary to popularize domestic wastewater treatment in those municipalities.

Johkasou as small-scale on-site domestic wastewater treatment systems, at those municipalities about 800,000 peoples who use it increased, between 2009 and 2022. This is affected by the population decline cause Johkasou come more popular. In the future, it is become even more important that domestic wastewater treatment to treated by Johkasou.

To promote the creation of recycling-oriented and decarbonized society, it is necessary to reduce CO₂ emission of Johkasou sludge collecting and transportation, treatment and improve recycle resources.

The Johkasou sludge collection and transportation model I built reveals a reduction in CO₂ emissions ranging from 8% to 56% by the vacuum truck with concentrating function in regions with different characteristics, such as the installation density of Johkasou. At the sample area when using vacuum truck with a concentrating function to pull out sludge from a Johkasou, CO₂ emissions are higher than with a vacuum truck because the sludge need to be concentrated in the reaction tank of vacuum truck with a concentrating function. CO₂ emissions from collecting and transporting septic tank sludge can be reduced by around 30% because of about 60% reduction in travel distance due to a reduction in the number of trips to the Johkasou sludge treatment facility.

As the same time, I do calculation for the cost of collecting and transporting Johkasou sludge with the Johkasou sludge collecting and transportation model. I calculated the truck purchase cost, Johkasou sludge collection and transportation cost, labor cost, and Johkasou sludge input cost over 7 years. It reveals a reduction in cost ranging of Johkasou sludge collecting and transportation from 4.9 million to 45 million yen by using vacuum truck with concentrating function in regions with different characteristics, such as the installation density of Johkasou.

It has been shown that not only can CO₂ emissions be reduced by vacuum truck with a concentrating function, but also Johkasou sludge collecting, and transportation costs can be reduced.

I also build the electricity consumption calculation system for the existing Johkasou sludge treatment facility. With this system, I estimate the electricity consumption of concentrated Johkasou sludge treated by the existing facility. When I build an electricity consumption calculation system for existing facilities, I noticed that the electricity consumption of water treatment equipment is highest at the existing facilities. It is about 60% to 80%.

To treat concentrated sludge in existing facilities, the sludge must be diluted again. For this reason, even if concentrated Johkasou sludge is treated with membrane-separation high-load denitrification facilities, CO₂ emissions can only be reduced by about 20%. Inside water treatment equipment it is about 12% of CO₂ emissions could be reduced. For the same reason, there is almost no effect in reducing CO₂ emissions when treated by standard denitrification treatment facilities.

It shows that even Johkasou sludge has been concentrated because of when it is treated with existing facilities must be diluted again. So, the effect of reducing CO₂ emissions with treatment concentrated Johkasou sludge at existing facilities is small.

Then, I do theoretical design for an anaerobic membrane bioreactor and HAP and anammox treatment methods suitable for concentrated Johkasou sludge characteristics. These methods can treat concentrated Johkasou sludge without dilute. It could reduce about 85% of CO₂ emissions than treated by membrane-separation high-load denitrification systems.

It is because, by anaerobic digestion and anammox, CO₂ emissions could be saved at the part of wastewater treatment by about 40%. Furthermore, using methane generated in an anaerobic membrane bioreactor was more than four times as effective in reducing CO₂ emissions by reducing electricity consumption compared to creating a combustion aid by dewatering sludge. Because of that CO₂ emissions of concentrated Johkasou sludge treatment could be saved about 30% for the hole facility than using existing facilities.

The anaerobic membrane bioreactor and HAP and anammox treatment methods have been demonstrated as energy-saving methods for treat concentrated Johkasou sludge. And it can promote the decarbonization of Johkasou sludge treatment system.

In conclusion, when collecting and transporting sludge using a vacuum car with a concentration function in a particular region and treating it with an anaerobic membrane bioreactor and HAP and anammox treatment methods, compared to the conventional method using a vacuum car, it was found that emissions of CO₂ could be reduced by approximately 26%. Inside about the CO₂ emissions of collecting and transportation could be saved about 28%. And CO₂ emissions could be saved about 87% for recycling and treatment than Johkasou sludge was treated by existing facilities.

So, it has been shown that decarbonization of Johkasou sludge treatment system is possible with utilizing a vacuum car with a concentration function for collecting and transportation then treated by anaerobic membrane bioreactor and HAP and anammox treatment methods.

Keywords: Johkasou treatment system, decarbonization, Johkasou sludge collection and transportation, Johkasou sludge recycling and treatment.

目次

第一章 序論	3
1.1. 研究の背景	3
1.2. 研究目的	6
1.3. 論文の構成	7
第二章 先行研究	9
2.1. はじめに	9
2.2. 日本の生活排水処理発展史と現状	9
2.3. 浄化槽汚泥処理システム	10
2.4. 浄化槽汚泥濃縮車の構造	11
2.5. 浄化槽濃縮汚泥性状と減量化効果	12
2.6. し尿処理施設及び汚泥再生処理センター	12
2.7. 浄化槽汚泥の収集・運搬に関する先行研究	15
2.8. し尿処理施設及び汚泥再生処理センターに対する濃縮車導入の影響	16
2.9. し尿処理施設及び汚泥再生処理センターの環境負荷評価に関する研究	17
2.10. 嫌気性膜分離処理方式 (AnMBR) について	18
2.11. アナモックス法について	19
2.12. HAP 法によるリン回収について	21
2.13. 嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法について	22
2.14. 浄化槽汚泥資源化について	24
2.15. 研究課題の整理	26
第三章 汚泥濃縮車導入による浄化槽汚泥収集・運搬の CO ₂ 削減効果	33
3.1. はじめに	33
3.2. 浄化槽汚泥収集・運搬モデルの構築	34
3.2.1. 浄化槽汚泥収集・運搬モデルの基本	34
3.2.2. 人槽別浄化槽汚泥発生量の推定	36
3.2.3. 浄化槽汚泥収集・運搬方式とルート	37
3.2.4. 浄化槽汚泥収集・運搬時間に関する計算式	40
3.2.5. 浄化槽清掃時間原単位と 1 基当たりの清掃作業時間	41
3.2.6. 浄化槽汚泥収集・運搬モデルの構築	45
3.3. 浄化槽汚泥収集・運搬に対する人口減少の影響	48
3.4. 濃縮車導入による影響の地域特性を考慮した解析	51
3.4.1. 濃縮車導入の影響	51
3.4.2. 解析方法	52
3.4.3. 解析結果	52
3.4.4. 濃縮車導入後の CO ₂ 排出量削減効果	54
3.4.5. 濃縮車導入後の清掃事業費用削減効果	55
3.5. まとめ	56
第四章 汚泥濃縮車導入による既存汚泥処理施設の CO ₂ 削減効果	59
4.1. はじめに	59
4.2. 既存処理施設のデータの収集・整理と電気消費量計算システムの構築	60
4.2.1. 既存処理施設の運転実績データの収集・整理・分析	60

4.2.2.	既存処理施設の電気消費量計算システムの構築	61
4.2.3.	電気消費量計算システムの検証	63
4.3.	濃縮車導入による既存施設の処理由来のCO ₂ 削減効果の解析	64
4.3.1.	濃縮車導入のケース設定	64
4.3.2.	濃縮車導入による既存処理施設のCO ₂ 排出量削減効果	65
4.4.	まとめ	66
第五章 嫌気性膜分離法導入による汚泥処理施設の脱炭素化		69
5.1.	はじめに	69
5.2.	研究方法	72
5.2.1.	嫌気性膜分離法及びHAP+アナモックス法の処理水性状	72
5.2.2.	処理設備の理論的な設計	72
5.2.3.	嫌気性膜分離法及びHAP+アナモックス法による濃縮汚泥処理のCO ₂ 排出量	73
5.3.	研究結果	73
5.3.1.	嫌気性膜分離法及びHAP+アナモックス法の処理水質	73
5.3.2.	嫌気性膜分離法及びHAP+アナモックス法の設計	75
5.3.3.	硝化脱窒素設備の設計	78
5.3.4.	凝集膜分離槽の設計	82
5.3.5.	水処理設備のCO ₂ 排出量	82
5.3.6.	嫌気性膜分離法及びHAP+アナモックス法における資源化	83
5.3.7.	資源化を踏まえた濃縮汚泥処理のCO ₂ 排出量の解析	84
5.4.	まとめ	85
第六章 総括及び展望		88
6.1.	浄化槽汚泥処理システムの脱炭素化の評価	88
6.2.	総括	89
6.3.	課題と展望	90

第一章 序論

1.1. 研究の背景

日本では生活排水対策として主に下水道、農業集落排水施設、浄化槽を推進しており、令和4年度(2022)末までの汚水処理人口普及率の全国平均値は92.9%になっているが、未処理人口はまだ約880万人残っている。市町村規模別に汚水処理人口普及率から見ると、100万人以上の市町村は汚水処理人口普及率99.7%と高く、人口規模が小さいほど普及率が低くなる。5~10万人の市町村の汚水処理人口普及率は全国平均値以下の88.5%、5万人未満の市町村の汚水処理人口普及率は83.4%にとどまる。汚水処理人口における下水道処理人口割合も市町村の規模によって大きな差がある。100万人以上の市は下水道処理人口の割合が99.7%であるのに対し、5万人未満の市町村の下水道処理人口割合は54.3%である¹⁾。大都市における生活排水処理施設整備が下水道を中心として推進されていることは明らかである。それに対して、中小市町村の場合には、人口集中地域以外での集合処理施設の整備が地域財政及び住民の経済に負担を与える。現在の生活排水処理施設整備状況から見ると、今後の生活排水処理施設整備は中小市町村をメインとして展開し、地域経済の視点で集合処理より個別処理施設である浄化槽がさらに重視されると考えられる。

近年では社会情勢変化により、更に効率的かつ柔軟な生活排水処理システムの整備が求められている。生活排水処理施設の整備は、各都道府県において策定した都道府県構想に沿って推進されている。この都道府県構想は、都市圏、農村部を含む市町村全域の地域特性や地域住民の意向を踏まえて、水質と地域経済の保全を考慮した上で策定したものである。平成10年6月までに全国47都道府県全ての都道府県構想が策定された。人口減少等の社会情勢や厳しくなる地域財政事情などを踏まえて、平成19年9月には「人口減少等社会情勢の変化を踏まえた都道府県構想の見直しの推進について」の通知²⁾が公表され、次年9月人口減少下の地域生活排水処理計画手法を見直し「効率的な汚水処理施設整備のための都道府県構想マニュアル(案)」の改訂を行った。平成26年農林水産省、国土交通省、環境省の3省統一の「持続的な汚水処理システム構築に向けた都道府県構想マニュアル」を公表し、各都道府県の構想に対しての見直しを要請した。この見直し作業により、集合処理である下水道事業や農業集落排水事業規模の縮小と個別処理である浄化槽整備地域の拡大の方向性が示された³⁾。

個別処理の浄化槽は中小市町村等人口密度が低い地域において、生活排水処理施設として経済的優位性のみならず、施工期間が短いため、環境保全効果が速やかに発揮できる点⁴⁾や、処理水を地域水路・小川に返すため、豊かな水環境を維持することが可能である点⁵⁾が利点として挙げられる。一方、設置予定建物のスペースの確保や、分散する処理施設の徹底的な維持管理等の問題点も挙げられる。また、浄化槽の普及に伴う課題として汲み取り便所やみなし浄化槽から合併処理浄化槽(以下浄化槽と称する)への変更により清掃由来の汚泥量が増加するため、浄化槽普及の推進と共に浄化槽汚泥収集・運搬及び処理・処分の問題点が助長されると考えられる。

汲み取りし尿と浄化槽汚泥の9割以上はし尿処理施設又は汚泥再生処理センターで処理される。令和3年(2021)の実績からみるとし尿処理施設で処理した汚泥は全体の91.1%を占めている。また、令和3年度(2021)日本全国のし尿処理施設及び汚泥再生処理センターの処理能力の整備状況とし尿及び浄化槽汚泥処理状況から見ると、整備した処理施設の処理能力は81,758kl/日であるのに対して、し尿及び浄化槽汚泥の処理量は49,427kl/日であり⁶⁾、国全体からみると、し尿及び浄化槽汚泥処理のためのし尿処理施設と汚泥再生処理センターの処理能力は十分で、余力があるとも言える。しかし、施設別の整備した処理能力と処理量の関係からみると、新設新規稼働のし尿処理施設及び汚泥再生処理センターを含めて全国849ヶ所のし尿処理施設及び汚泥再生処理センターの中には、処理能力を超えたし尿及び浄化槽汚泥量を受け入れている施設が81ヶ所あり、全体の8.9%を占めている⁷⁾。また、浄化槽の清掃は浄化槽法第十条により毎年一回行わなければならないと規定されるが、現状からみると、年

一回の浄化槽清掃は行われておらず⁸⁾、伊達市の実績では年一回清掃する浄化槽は全体の4%と極めて少ない。前回の清掃からの経過日数は400~449日の浄化槽が一番多く、全体の29%を占めている⁹⁾。よって、浄化槽汚泥の清掃を適正に実施した場合には、処理能力不足の施設がさらに増加すると考えられる。このように浄化槽汚泥を受け入れるし尿処理施設及び汚泥再生処理センターの処理能力に関する課題は残っている。

また、浄化槽汚泥の清掃・収集・運搬については、1基当たりの浄化槽汚泥の搬出量が多いため運搬効率が悪いという問題点も残っている。汲み取りし尿と浄化槽汚泥の清掃・収集・運搬には、通常バキューム車が利用されている。浄化槽設置地域の狭い道路にも対応するため、一般的に比較的小型の3t又は4tのバキューム車が採用されている。バキューム車の有効容積は3t車が約2.7kℓであり、4t車の場合には約3.6kℓ程度であるが、嫌気ろ床槽を使用している浄化槽は、ろ材に付着した汚泥を洗浄するため、より多くの洗浄水を利用する傾向となり、10人槽以下の家庭用小型浄化槽では1基当たり清掃由来の浄化槽汚泥量が2.3~3.9kℓ¹⁰⁾となるため、浄化槽1基清掃由来の汚泥量がバキューム車の有効容積を超えることもある。すなわち1回の汚泥清掃・収集・運搬作業で完了せず、一旦収集した汚泥をし尿処理施設あるいは汚泥再生処理センターへ運搬した後、清掃中の浄化槽まで戻り、残っている汚泥を引き続き収集・運搬しなければならない場合も発生する。そのため、単独処理浄化槽の合併処理浄化槽への転換の推進と共に、このような収集・運搬の効率の低下が生じる可能性がある。

この問題を解決するためには、清掃・収集する時に浄化槽汚泥を現場で濃縮し、固液分離を行い、濃縮汚泥のみを運搬する方法が有効であると考えられる。浄化槽の構造では、汚泥濃縮設備と汚泥濃縮槽、汚泥濃縮貯留槽等が提示されているが¹¹⁾、これらの設備の設置によって浄化槽容積の増大又は設置スペースの拡大に繋がり、さらに設備維持のためのエネルギー消費量が高いため、家庭用小型浄化槽には適用されていない。

浄化槽汚泥減量化や運搬効率向上のため、家庭用小型浄化槽の汚泥を濃縮する設備として1980年頃に浄化槽汚泥濃縮車（以下、濃縮車）の開発が開始した。その後作業性向上を行い、1995年から普及し始めた。しかし導入実績からみると、令和3年度（2021）バキューム車の保有台数が26,320台であり、それに対して濃縮車と移動脱水車が含まれるその他車輛が738台¹²⁾前後である。2016年実績によれば、濃縮車導入台数が215台¹³⁾であり、令和3年度までの導入台数は230台前後と推定され、極めて少ないとも言える。

ところで、2015年に国際的な合意を得られたパリ協定を受けて、日本では2030年度の温暖化ガス排出量を2013年度と比べて26%までに削減するとの中期目標、2050年までに80%削減するとの長期目標を設定した。また、2019年には「パリ協定に基づく成長戦略としての長期戦略」が閣議決定され、「脱炭素社会」という最終目標を掲げた。さらに、2020年10月26日の第203回臨時国会では温暖化ガスの排出量を2050年までに実質ゼロとする目標を表明した。その目標を達成するため2021年4月に、2030年度において温室効果ガス46%削減（2013年度比）を目指すこと、さらに50%の高みに向けて挑戦を続けることを表明し、2021年10月に地球温暖化対策計画を改定した。

このような温暖化対策の動きを踏まえると、浄化槽による個別分散型の生活排水処理システムにおいてもCO₂排出量の削減の取り組みを加速化することが必要である。

日本の廃棄物処理によれば¹²⁾、計画処理量の9割を超えるし尿処理施設に加えてごみ堆肥化施設、メタン化施設、下水道投入、農地還元、その他の計画処理量は年々減少する傾向になっており、平成24年度（2012）2,221万kℓ/年から令和3年度（2021）1,977万kℓ/年まで減少し、それに応じてし尿処理施設数は989から870箇所、処理能力合計は87,884kℓ/日から81,758kℓ/日に減少している。

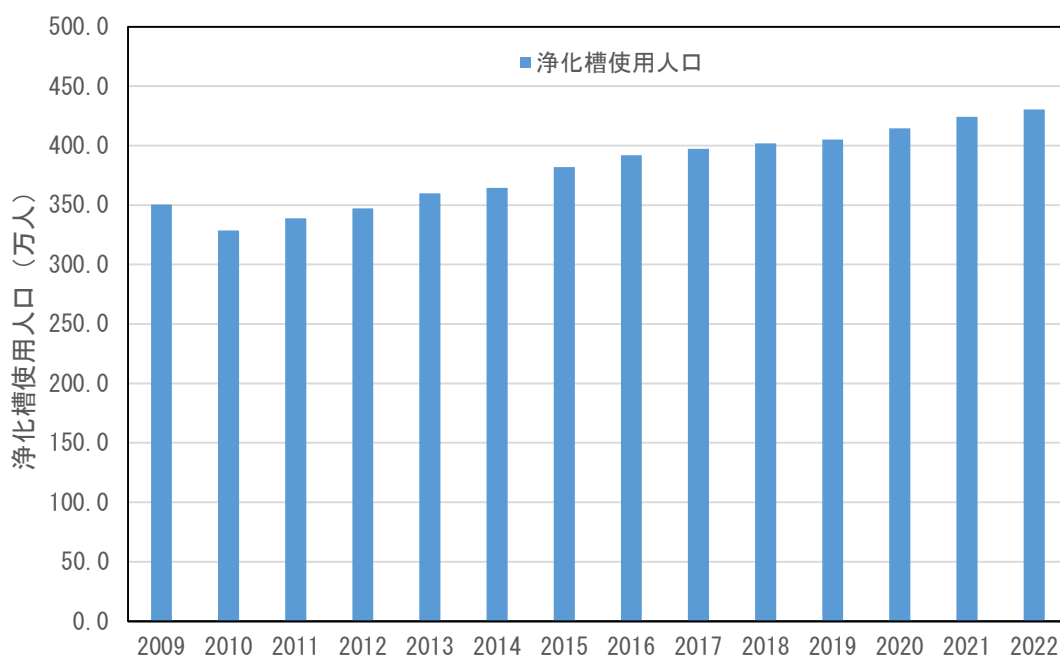


図 1-1 5万人未満市町村の浄化槽使用人口推移
(注：環境省：各年度の「汚水処理人口普及率状況について」による整理)

しかし、図 1-1 の通り、5万人未満の市町村に着目すると、2009年に比べて浄化槽使用人口は約 80 万人増加した。それは人口減少の影響を上回って、浄化槽の普及が進んだ結果と考えられる。

よって、5万人未満の市町村のような汚水処理の普及が必要な地域において、浄化槽が重要視されている。人口減少を踏まえて、浄化槽の重要性はさらに増していくと考えられる。循環型・脱炭素社会の形成を推進するために、浄化槽の汚泥処理由来の CO₂ 排出量削減および資源化が必要である。

1 kℓあたりのし尿・浄化槽汚泥処理由来の CO₂ 排出量を削減するためには、処理におけるエネルギー消費量内訳の把握が必要である。表 1-1 には汚泥再生処理センターの LCI 分析の結果を示した¹³⁾。標準脱窒素処理方式、膜分離高負荷脱窒素処理方式、及び浄化槽対応型処理方式に対して施設の建設、運転、機器更新と解体・廃棄の四つの項目の評価を行った結果、いずれの処理方式においても運転中の CO₂ 排出量が一番高いことが示された。さらに図 1-2 に示す通り、運転中では汚泥処理のための性質調整用の薬剤使用、反応槽等の温度維持のための燃料使用に比べて設備稼働における電気使用によるエ

表 1-1 汚泥再生処理センターの LCA 分析

	標準脱窒素方式	膜分離高負荷脱窒素方式	浄化槽対応型処理方式
建設	7.8±1.5	8.1±2.0	9.1±1.9
運転	57±2.0	75±22	75±28
機器更新	0.23±0.086	0.51±0.32	0.42±0.54
解体・廃棄	1.3±0.20	1.2±0.32	1.5±0.59
合計	66±2.5	84±23	86±31

出典：鶴巻ら (2009)¹³⁾

エネルギー消費量が一番多いことを示した¹⁴⁾。そのため1kl当たりし尿・浄化槽汚泥処理由来のCO₂排出量を削減するためには運転中の電気消費量をさらに削減しなければならない。また、資源化由来のエネルギー消費量削減効果がまだまだ低いことが示され、浄化槽汚泥処理施設の脱炭素化を実現するため、資源化率の向上も必要である。

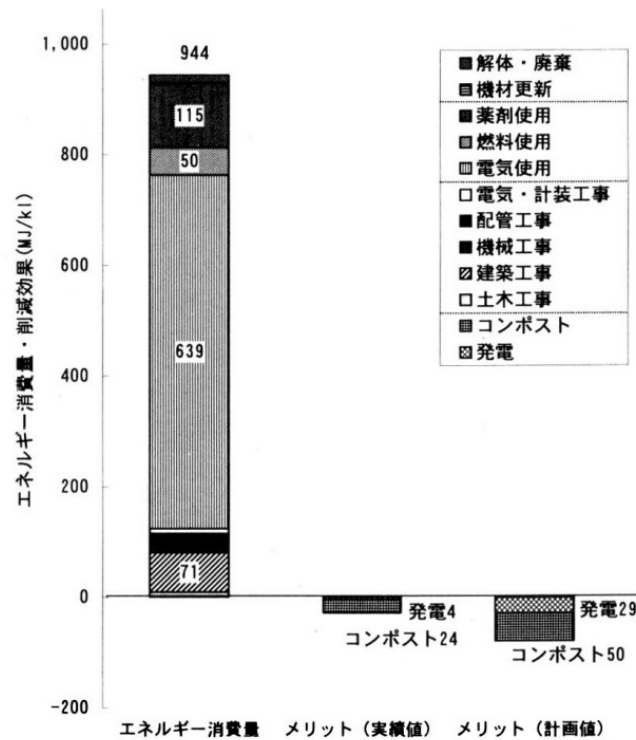


図 1-2 汚泥再生処理センターのエネルギー収支

出典：松井ら (2002)¹⁴⁾

1.2. 研究目的

人口減少が進む日本において生活排水処理施設を概成するためには個別分散型の浄化槽の活用が重要である。また、国として2050年カーボンニュートラルの達成を目標として掲げる中で、浄化槽における脱炭素化の取り組みも重要であることは論を待たない。

本研究で着目した濃縮車は、浄化槽汚泥を減量化し、分離液を浄化槽の張り水として使用できるため、浄化槽汚泥の収集・運搬効率を向上させるとともに、浄化槽汚泥処理施設（本研究ではし尿処理場と汚泥再生処理センターを合わせて浄化槽汚泥処理施設とする）への汚泥搬入量を削減できるというメリットを有する。しかし、濃縮車の導入による浄化槽汚泥処理システム（本研究では浄化槽汚泥の清掃・収集・運搬、および処理・資源化の各プロセスを含む）からのCO₂排出量の定量的な評価はなされていない。

そこで本研究では、浄化槽汚泥処理システムを浄化槽汚泥の清掃・収集・運搬のシステムと処理・資源化のシステムに大別し、それぞれのシステムのCO₂排出量の定量評価手法の構築を行った。そして、濃縮車導入によるそれぞれのシステムのCO₂排出量への影響を解析するモデルを作成し、影響の定量的な評価を行なった。さらに、浄化槽汚泥の処理・資源化のシステムに関して、濃縮汚泥に適した方法として嫌気性膜分離法及びHAP+アナモックス法に着目し、CO₂排出量の削減効果を評価した。そし

て、濃縮車導入と濃縮汚泥処理・資源化システムを組み合わせることによる浄化槽からの環境負荷の低減、エネルギー消費量の削減、さらには再生可能エネルギーを利用した実質ゼロを目標とする解析・評価を行い、得られた結果を基に濃縮車を活用して実質ゼロの汚泥処理システムを達成する方法を提案する。

1.3. 論文の構成

本論文は以下に示す 6 章で構成されている。

第一章「序論」では、本研究の背景及び目的とその意義について述べた。

第二章「先行研究」では、本研究の対象とする濃縮車の構造と浄化槽汚泥処理システムの概要、及び浄化槽汚泥処理施設の脱炭素化に関連する先行研究を整理し、先行研究を踏まえて本研究で明らかにする必要がある課題を挙げた。

第三章「汚泥濃縮車導入による浄化槽汚泥収集・運搬の CO₂ 削減効果」では、浄化槽の設置された地域の特徴データと濃縮車の清掃・収集・運搬特性を踏まえて、清掃・収集・運搬モデルを構築した。このモデルを利用して、濃縮車導入による走行距離や CO₂ 排出量への影響に対しての解析を行った。次に、人口減少による浄化槽設置基数変化を踏まえて、CO₂ 排出量に対する濃縮車導入の効果を検討した。

第四章「汚泥濃縮車導入による既存汚泥処理施設の CO₂ 削減効果」では、既存の浄化槽汚泥処理施設の稼働実績データを収集・整理・解析した上で、汚泥処理施設の処理・資源化由来の CO₂ 排出量の計算モデルを構築した。また、このモデルを利用して、濃縮車導入による既存浄化槽汚泥処理施設からの CO₂ 排出量に対する影響の評価を行った。

第五章「嫌気性膜分離法導入による浄化槽汚泥処理施設の脱炭素化」では、省エネルギー化が可能な嫌気性膜分離法に着目し、浄化槽濃縮汚泥を処理する浄化槽汚泥処理施設の理論的設計を行い、濃縮車導入による脱炭素化効果に対して評価を行った。

第六章「総括及び展望」では、本研究で得られた成果をまとめ、今後の課題について述べた。

【第一章参考文献】

- 1) 環境省ホームページ. 令和4年度末の汚水処理人口普及状況について.
<https://www.mlit.go.jp/report/press/mizukokudo13_hh_000537.html>, (参照 2023-1-24).
- 2) 環境省. 都道府県構想の見直しの推進について.
<<https://www.env.go.jp/hourei/11/000319.html>>, (参照 2024-2-20).
- 3) 細井 由彦, 城戸 由能, 関川 貴寛, 小川 浩, 山本 康次, 奥村 早代子. 人口減少を踏まえた生活排水処理施設整備手法の評価システムの構築. 「平成21循環型社会形成推進科学研究費補助金研究報告書」. 2010.
- 4) 北尾 高嶺. 小型合併処理浄化槽の開発経緯とその技術. 「水環境学会誌」. 1994, Vol. 19, No. 3, P. 17-25.
- 5) 竺 文彦. 家庭用小型浄化槽の技術動向. 「環境技術」. 2004, Vol. 33, No. 9, p. 651.
- 6) 環境省大臣官房廃棄物・リサイクル対策部. 「日本の廃棄物処理（令和元年度版）」. 2020.
- 7) 環境省ホームページ. 廃棄物処理技術情報（令和3年度版）.
<https://www.env.go.jp/recycle/waste_tech/ippan/r3/index.html>, (参照 2023-1-24).
- 8) 環境省廃棄物適正処理推進課浄化槽推進室 公益財団法人日本環境整備教育センター.
「浄化槽の法定検査及び浄化槽整備促進に関する調査検討業務報告書」. 2021.
- 9) 濱中 俊輔, 仁木 圭三. 汚泥濃縮車を活用した浄化槽汚泥の収集・運搬・処理過程における環境負荷削減効果の網羅的解析及び最適活用方法の提案、汚泥の収集・運搬・処理に及ぼす濃縮車導入の影響解析. 「環境研究総合推進費 AD 会合資料」. 2022.
- 10) 国安 克彦, 小川 浩, 楊 新泌, 仁木 圭三, 大森 英昭. 小型合併処理浄化槽の清掃汚泥量に影響を及ぼす因子. 「浄化槽研究」. 2005, Vol. 9, No. 265, p. 245-249.
- 11) 国土交通省告示第154号. 「尿尿浄化槽及び合併処理浄化槽の構造方法を定める件」. 2006.
- 12) 環境省環境再生・資源循環局廃棄物適正処理推進課. 日本の廃棄物処理（令和3年度版）. 2023.
- 13) 鶴巻 峰夫. 生活排水処理計画におけるLCA適用の現状. 「日本LCA学会誌」. 2009, vol. 5, No. 1, p. 79-85.
- 14) 松井 康弘, 山田 正人, 井上 雄三, 河村 清史, 田中 勝. し尿・浄化槽汚泥処理に係る施設のライフサイクルインベントリー分析. 「土木学会論文集」. 2002, vol. 706, No. 706, p. 19-29.

第二章 先行研究

2.1. はじめに

「第一章 序論」で述べた通り、本研究では、浄化槽汚泥の収集・運搬車輛として開発された濃縮車を中心に浄化槽汚泥処理システムの脱炭素化効果に対しての解析・評価を行う。

そこで、本章では日本の生活排水処理発展史と現状、および浄化槽汚泥処理システムの概要を説明し、本研究で着目している汚泥濃縮車の構造、原理とバキューム車の収集・運搬方法の区別又は収集・運搬に対しての影響について述べる。さらに、汚泥濃縮車導入による汚泥再生処理センターのCO₂排出量減量化効果に対しての既往研究、現状と問題点を整理することで、本研究の位置付けを明らかにする。

2.2. 日本の生活排水処理発展史と現状

日本では、生活排水対策をより効率的に実施するため、地域の特徴に応じて生活排水施設の整備を推進した。整備対象地域の人口密度により、分散処理と集合処理に分けている。また処理対象により、し尿および生活雑排水を処理する下水道、農業集落排水施設と浄化槽又はし尿だけ処理する単独処理浄化槽と汲み取り便所に分けられる。

し尿を資源として農地還元するし尿循環システムは鎌倉時代から始まり、室町時代中期には全国的に普及し、安土桃山時代に定着していた。その傾向は都市化の推進と共に増大していた。第二次世界大戦後、日本は公衆衛生の維持と食料の増産を目的としてし尿の農地還元政策を推進し、し尿の単独処理、寄生虫卵・病原菌の死滅、臭気・外観の改善と肥効成分の保持が重要視された。また、1930年には汚物掃除法の改正により、し尿の収集・運搬が市町村の義務となった。1950年代の後半、日本の経済成長と共に、化学肥料の普及および都市化の推進により、従来のし尿循環システムが崩壊し、し尿は肥料資源から処分しなければいけない廃棄物に変更した。¹⁾

また、経済発展と共に、大量生産・大量消費・大量廃棄型社会の在り方や国民生活方式に対しての見直しを通して、循環型社会を促成することが不可欠と認識し、平成12年6月(2000)循環型社会形成推進基本法が制定された。廃棄物処理においては、廃棄物発生の抑制と資源として積極的に有効利用を図りつつ適正処理を推進するため、廃棄物の処理及び清掃に関する法律の一部改正が行われた。し尿処理施設については、廃棄物の処理及び清掃に関する法律に基づいて環境保全を満足した上で、し尿及び浄化槽汚泥のみならずその他の有機性廃棄物を含めて再生利用を目標として、汚泥再生処理センターを国庫補助事業として推進してきた。²⁾

「第一章 序論」で、日本の生活排水処理状況について述べた。日本の生活排水処理率は92.9%に到達し、100万人以上の都市の生活排水処理状況はさらに99.7%までに達した。国全体から見ると、生活排水処理施設の整備と処理普及率は低くはない。しかし、5万人未満の市町村の生活排水処理の人口普及率は83.4%にとどまっている。さらに整備する必要があるとも言える。5万人未満の市町村の生活排水処理の構成は図2-1に示す通り、下水道処理は54.3%であり、浄化槽処理は21.4%と農業集落排水処理(農集排)は7.4%である。生活排水処理の整備推進と共に、5万人未満の市町村の汚水処理人口普及率は平成21年の71.0%から83.4%までに増えた。うち浄化槽処理の普及率は21.4%

であり、平成 21 年の普及率より 24.9%増加し、浄化槽処理人口も平成 21 年の 248.94 万人から 430.14 万人までに増えた。3)、4)

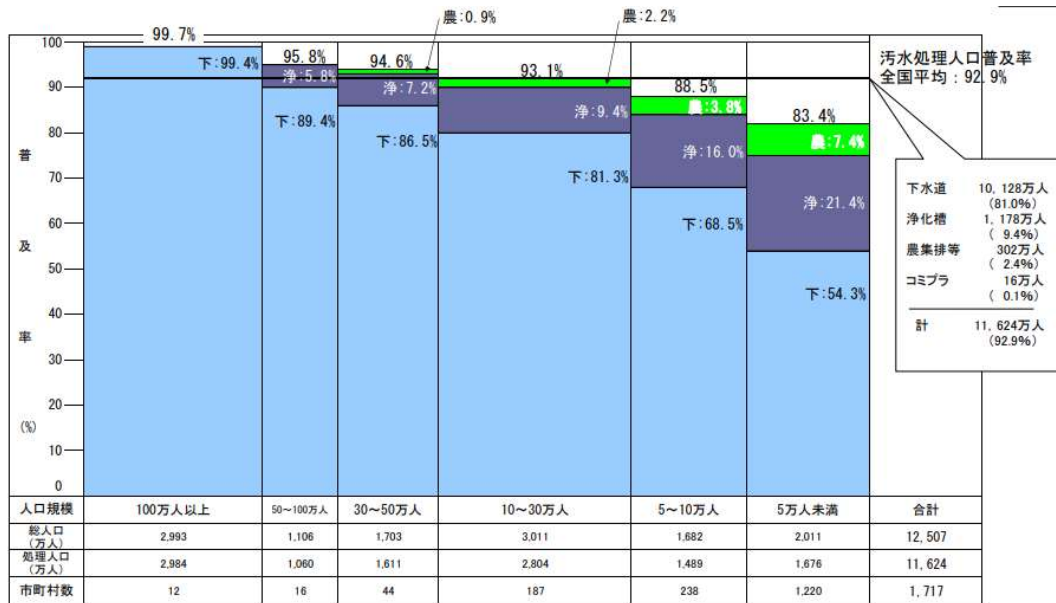


図 2-1 令和 4 年度汚水処理人口普及率

出典：環境省ホームページ：令和 4 年度末の汚水処理人口普及状況について

2.3. 浄化槽汚泥処理システム

浄化槽法では、浄化槽は水洗トイレと台所、お風呂などの生活排水をまとめて処理し、流域へ放流する設備であると定義されている。この定義と一致する設備は「合併処理浄化槽」と呼ばれる。それに対して、し尿のみ処理する設備は「単独処理浄化槽」と

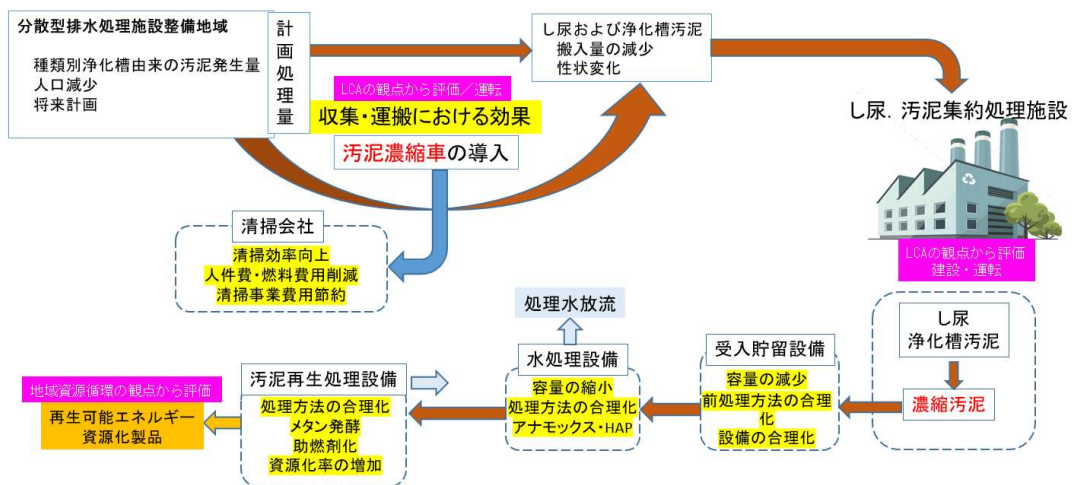


図 2-2 研究の概念図

称する。平成 12 年の浄化槽法改正により、「合併処理浄化槽」を「浄化槽」とし、「単独処理浄化槽」を「みなし浄化槽」と改めて定義した。浄化槽汚泥は生活排水を処理する過程で微生物が増殖し、タンクに沈殿して溜まるもの、およびスカムで構成される。浄化槽の機能を維持するため、定期的に取り抜きしないといけない。取り抜いた汚泥をし尿処理施設又は汚泥再生処理センターへ投入して、汚濁物質を除去することは浄化槽汚泥処理と呼ばれる。

本研究において「浄化槽汚泥処理システム」と定義するものは、浄化槽汚泥清掃由来の汚泥を収集・運搬して、汚泥再生処理センターへ投入し、処理（汚濁物質の除去）及びリンなどの資源化を含むシステム全体を指す。

本研究では図 2-2 に示す通り、濃縮車の導入が対象地域浄化槽汚泥の収集・運搬の量と収集した汚泥の性状に与える影響、収集した汚泥を処理する標準脱窒素処理、膜分離高負荷脱窒素処理などの既存処理方式の電気エネルギー消費量に及ぼす影響、資源化に及ぼす影響を含めて浄化槽汚泥処理システム全体の解析を行った。

更に、メタン発酵などの浄化槽汚泥資源化を踏まえて、消費エネルギー削減とエネルギー生成の両立が可能な嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法により濃縮汚泥を処理する時の浄化槽汚泥処理システムの脱炭素化に対する評価を行った。

2.4. 浄化槽汚泥濃縮車の構造

濃縮車は従来のバキューム車に改良を加えて開発された車両である。車両に搭載している設備は図 2-3 に示す通り^{5~8)}、薬液タンク、貯留タンク、反応タンクとスクリーンで構成される。開発当初、濃縮車を用いて浄化槽清掃作業を行う時に、浄化槽内に蓄積したスカム、中間水、堆積汚泥の全量を反応タンクに吸込み、凝集分離反応を行ったが、その後、分離されたスカムや堆積汚泥は凝集せずに貯留タンクへ吸込み、残った中間水と浄化槽洗浄水を凝集反応対象とするようになった^{9)、10)}。そのため、浄化槽汚泥の引き抜きの際に、汚泥吸込みタンクを目視で確認しながら判断することとなる。反応タンクに吸込んだ中間水と洗浄水に PAC などの凝集剤を投入して、エアレーションを行

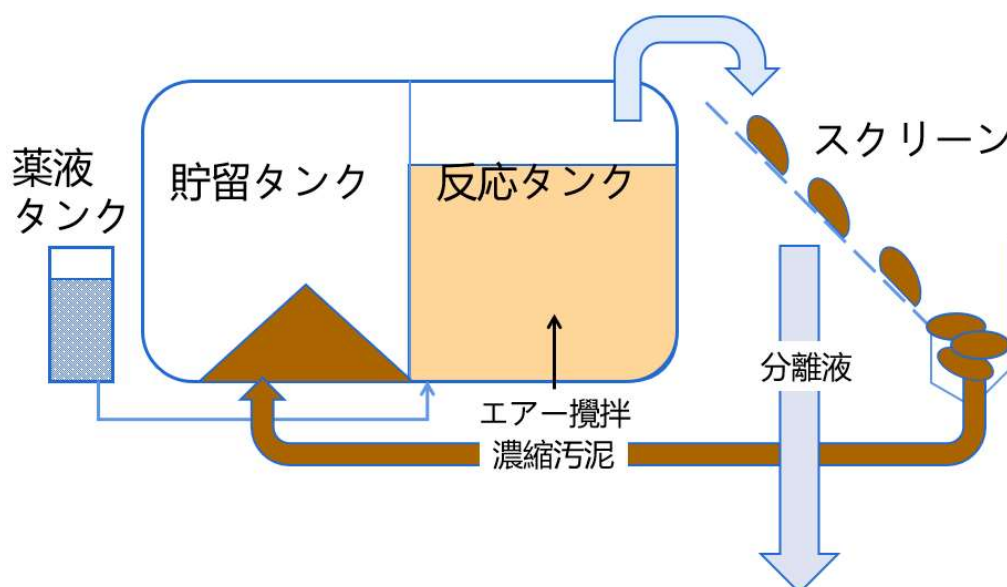


図 2-3 浄化槽汚泥濃縮車の濃縮過程の構造図

い、浄化槽汚泥の凝集反応を進行させる。フロックの形成を目視で確認した後、反応タンクを減圧して、発生させた微細気泡をフロックに付着させることでフロックを浮上分離して、スクリーンへ移送する。スクリーンで固液分離を行い、スクリーンで捕捉された濃縮汚泥を貯留タンクに移送し、汚泥処理センターまで運搬する。スクリーンを透過した分離液が浄化槽の張り水として浄化槽へ戻る。

よって、濃縮車導入により、収集・運搬と処理の汚泥量削減だけでなく、張り水が水道水の場合には、水資源の節約が可能となる。また、張り水持参の場合には、水張りのための処理水運搬の走行距離を短縮できる。

2.5. 浄化槽濃縮汚泥性状と減量化効果

前述の通り、浄化槽汚泥濃縮車を用いて浄化槽を清掃する際、浄化槽汚泥は現地にて凝縮分離を行い、濃縮汚泥のみ浄化槽汚泥処理場へ運搬する。浄化槽濃縮汚泥の濃度は6~10%程度となり、含水率は94~90%前後までに濃縮できる。従来のバキューム車を用いて収集運搬した浄化槽汚泥（含水率99%）より、汚泥容積は1/6~1/10に減じる。¹⁰⁾ また、濃縮車導入実例としては、濃縮車による汚泥減容率は70%程度である。⁹⁾

濱中からは濃縮汚泥性状に対しての調査を行い、浄化槽濃縮汚泥の性状は表2-1に示す通り、濃縮汚泥のSS濃度が濃縮により30000mg/Lとなり、浄化槽汚泥性状（平均値）を踏まえると、濃縮車を用いての濃縮倍率は約4.2倍となる。CODとT-Pなどの汚濁物質濃度については、溶存態を主とするため、ある部分の汚濁物質が分離水と共に浄化槽へ返送され、SSほどの濃縮は起こらない。

表 2-1 浄化槽濃縮汚泥性状と濃縮倍率

項目	単位 : mg/L		
	濃縮汚泥 ¹¹⁾	浄化槽汚泥 ¹²⁾	濃縮倍率
SS	30000	7200	4.2
BOD	-	2500	-
COD	10000	3000	3.3
T-N	2250	540	4.2
T-P	316	95	3.3

2.6. し尿処理施設及び汚泥再生処理センター

し尿処理施設とは、環境保全のためし尿および浄化槽汚泥等を処理した後、公共用水域へ放流する施設である。廃棄物処理法により一般廃棄物処理施設として、し尿、浄化槽汚泥を処理の対象とし、市町村や行政組合などが設置、管理する。市町村はし尿と浄化槽汚泥量に基づいて、市町村のし尿処理施設整備計画を策定する。この基本計画においてし尿処理施設の規模や処理方式、位置などの施設整備の実施方針を決める。衛生的な処理の観点から経済的であるし尿処理施設の構造については、「し尿処理施設構造指針」に示した構造を運用する。また、平成12年循環型社会形成推進基本法が制定され¹³⁾、廃棄物処理においても、「汚泥再生処理センター性能指針」が策定された。し尿処理施設の構造指針に決められた処理方式は標準脱窒素処理方式、高負荷脱窒素処理方式及び膜分離高負荷脱窒素処理方式、嫌気性消化・活性汚泥法処理方式、好気性消化・活性

汚泥法処理方式、湿式酸化・活性汚泥法処理方式と浄化槽汚泥専用処理方式である。各処理方式の処理フローシートを図 2-4 に示す。

標準脱窒素処理方式は生物学的な脱窒素処理方式として、し渣除去後のし尿及び浄化槽汚泥を処理水又はプロセス水で 5~10 倍に希釈し、脱窒素槽入口 BOD 濃度が 1200 mg/L 程度になるよう設定して、MLSS 濃度を 6000mg/L 前後で運転し、脱窒素槽と硝化槽において、脱窒素処理を行う方式である。

高負荷脱窒素処理方式は、標準脱窒素処理方式と同じ生物学的硝化脱窒素法により窒素除去する処理方式であるが、し渣除去後のし尿および浄化槽汚泥等は無希釈のまま処理する高容積負荷の生物学的脱窒素法および凝集処理法である。運転 MLSS 濃度は標準脱窒素処理方式の 2~3 倍前後 (MLSS 濃度 12000~20000mg/L) であるため、BOD や窒素の汚泥負荷は標準脱窒素処理方式とほぼ同じ負荷とすると、硝化・脱窒素槽容量を縮小することが可能となる。高負荷脱窒素処理法は汚泥を高濃度に維持することが重要である。通常の重力沈殿で汚泥濃縮する場合には、気泡を含んだ浮上汚泥の流出による汚泥量の減少や、汚泥濃度が高いために沈殿で固液分離しにくいなどの問題がある。この問題を解決するため高負荷脱窒素処理方式において固液分離に膜を用いた膜分離高負荷脱窒素処理方式が開発された。

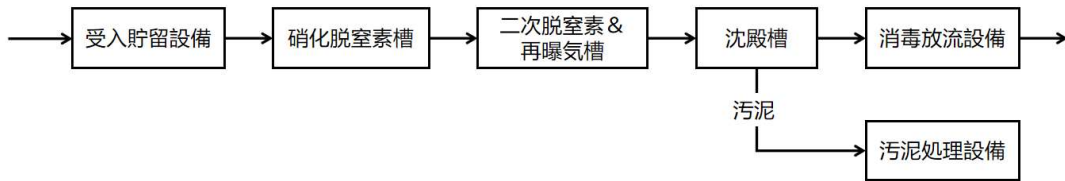
嫌気性消化・活性汚泥処理方式は嫌気条件下で除しさしたし尿及び浄化槽汚泥中の生物分解性有機物の大部分をメタンなどの消化ガスと消化汚泥に転換する。生物難分解性の固形物は消化汚泥として分離除去し、分離液を希釈した後に、活性汚泥法で処理する方式である。嫌気性消化設備は加温が必要である。但し、嫌気性消化により発生したメタンなどの消化ガスを資源として回収し、加温に利用すると、補助熱源を使わなくても処理できる場合もある。

好気性消化・活性汚泥法処理方式は、無希釈もしくは低倍率で希釈したし尿及び浄化槽汚泥中に含まれている BOD 成分を好気性消化により除去する。その分離液を活性汚泥法で処理する方式である。

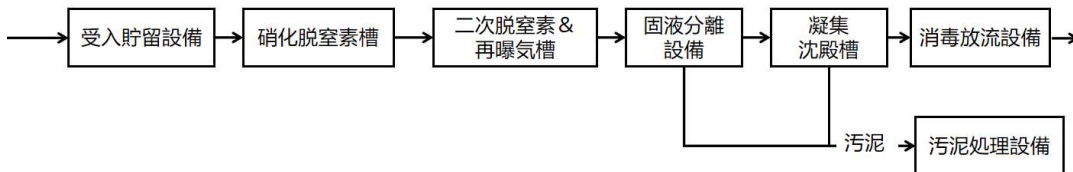
湿式酸化・活性汚泥法処理方式は、破碎したし尿及び浄化槽汚泥を空気と共に、高温 (230~250°C)・高圧 (5~7MPa) を維持している密閉容器に入れ可燃性有機質を熱分解及び酸化分解を行う。その分解液を活性汚泥法で処理する方式である。また、高温下でしさも酸化分解することが可能であるため、夾雑物の除去を目的としたスクリーンの設置は不要となる。

浄化槽汚泥対応型脱窒素処理方式 (浄化槽汚泥の混入比率の高い汚泥を対象とする) は高負荷脱窒素処理方式及び膜分離高負荷脱窒素処理方式を浄化槽汚泥の混入比率の高い場合に向けて、適用可能に改良した技術である。除し渣後の浄化槽汚泥等は前凝集分離設備で濃縮して、スクリーンなどの設備による固液分離を行い、固形物を除去する。前凝集分離設備で凝集剤を利用し、リン除去等も可能となり、水処設備の後に凝集分離設備が不要となる。^{14) ~17)}

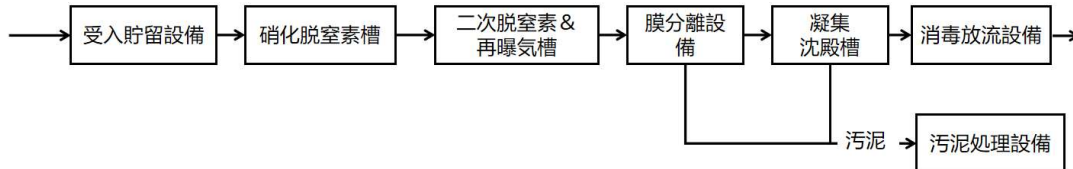
1. 標準脱窒素処理方式



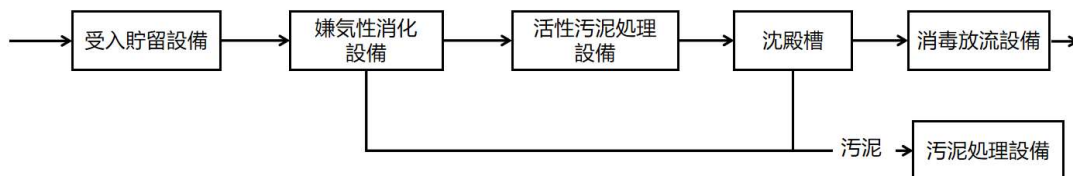
2. 高負荷脱窒素処理方式



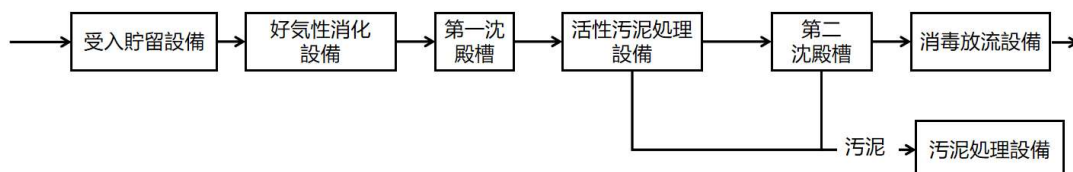
3. 膜分離高負荷脱窒素処理方式



4. 嫌気性消化・活性汚泥処理方式



5. 好気性消化・活性汚泥処理方式



6. 湿式酸化・活性汚泥処理方式

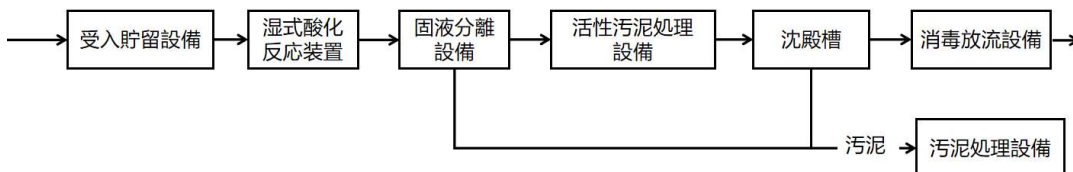


図 2-4 し尿処理施設の処理フローシート (1)

7. 浄化槽汚泥対応型脱窒素処理方式

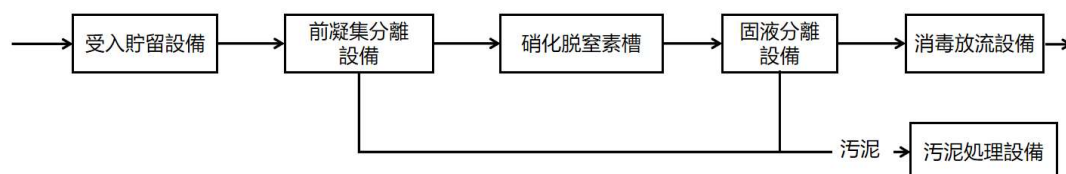


図 2-4 し尿処理施設の処理フローシート (2)

出典：『汚泥再生処理センター等施設整備の計画・設計要領』. 2021 改訂版¹⁴⁾

し尿処理施設に規定された放流水質は、日間の平均値の BOD が 20mg/L 以下、浮遊物質 (SS) が 70mg/L 以下、大腸菌群数が 3000 個/cm³ 以下である¹⁷⁾。また、汚泥再生処理センターは窒素除去が義務付けてられている。高負荷脱窒素処理方式の場合は BOD が 10mg/L 以下、COD が 35mg/L 以下、SS が 20mg/L 以下、T-N が 20mg/L 以下、T-P が 1mg/L 以下と規定されている。更に、循環型社会の形成を促進するため、汚泥資源化の設備の設置が必要である。資源化の方式としては、堆肥化、メタン発酵、助燃剤化、炭化及びリン回収がある。その内訳を見ると、堆肥化の施設が最も多く設置されている。¹⁸⁾

2.7. 浄化槽汚泥の収集・運搬に関する先行研究

浄化槽汚泥の収集・運搬に関する既往研究は少ない。特に濃縮車による浄化槽汚泥の収集・運搬に関する検討が少ない。

濃縮車導入後、浄化槽汚泥は減量化されるため、処理施設へ搬入するための移送回数が減少し、移動距離の短縮になる。¹⁹⁾ 岡城らは、同じ区域内でバキューム車及び濃縮車を一定期間運行させて、それぞれの清掃実施件数、清掃汚泥量、走行距離、燃料消費量を比較検討した。濃縮車を利用する場合には汚泥をし尿処理施設に搬出する回数が減少し、更に濃縮分離液を張り水として用いることにより張り水の輸送工程の走行距離が短縮できたために車輛の走行距離が大幅に削減した。濃縮車を利用するケースではバキューム車に比べて浄化槽当たりの運搬燃料消費量を約半減できる。^{20)、21)}

しかし、濃縮車の普及を推進するためには、対象地域に濃縮車を導入する前に導入効果を示せるモデルの構築が必要である。既往研究には、このようなモデルが挙げられなかった。

廃棄物の収集・運搬に関する研究としては、ゴミを対象とした研究がたくさん行われている。

ゴミの収集・運搬に関する研究は分別と収集ルート最適化、広域処理化などが対象となり²²⁾、運搬コスト又は運搬の環境負荷に対するの評価が行われている。ゴミの収集・運搬がもたらす運搬コストと運搬由来の環境負荷を評価するためには収集・運搬距離を算出することが必要である。その計算方法としてグリッドシティモデルがよく利用されている。グリッドシティモデルを活用すると、収集地域の全面積や収集ステーション数と言った地域特性を表す数少ないパラメータを利用して、収集・運搬における車輛の走行距離を算定し、そのコストや環境負荷に対するの検討ができる。この手法を利用

して、分別収集、中間処理などに係わるコストや収集・運搬由来のCO₂排出量に対して検討した結果が報告された。²³⁾ ~25)

藤吉らはゴミ収集運搬モデルを構築し、シミュレーションを通して、運搬速度と運搬距離等の要因がゴミの収集・運搬効率に与える影響を検討した。このモデルは収集対象のゴミ発生量や収集必要時間によって、1ブロック収集時間を算定する。更に、収集したゴミの各ブロックから清掃工場までの運搬時間は各収集対象ブロックの中心地点から清掃工場までの距離として、平均走行速度を設定して清掃工場までの運搬時間を算定する。上述のモデルを利用して、収集車1、車両1で各対象ブロックに行き、ゴミを収集して清掃工場に戻り、ゴミを降ろすまでに必要な時間を算出した。更に、対象ブロックのゴミの収集運搬に必要な車両数を算定することができる。²²⁾

このモデルを参考に浄化槽汚泥の収集・運搬モデルを構築する。ゴミ発生量は浄化槽汚泥の発生量として、1ブロックの収集時間は浄化槽清掃時間として、ゴミの清掃工場への運搬は収集した浄化槽汚泥のし尿処理施設及び汚泥再生処理センターへの投入と想定する。このようにバキューム車と濃縮車を用いて対象地域浄化槽汚泥の収集・運搬モデルを構築し、濃縮車導入後の浄化槽汚泥収集・運搬に対しての解析を行う。

2.8. し尿処理施設及び汚泥再生処理センターに対する濃縮車導入の影響

濃縮車導入によるし尿処理施設及び汚泥再生処理センターへの影響の解析は比較的多く検討された。

小林は濃縮車が導入されているし尿処理施設を対象として、浄化槽汚泥濃縮車導入による施設運転への影響に関するアンケートを実施した。そのアンケートにより、浄化槽汚泥比率が計画値よりも高い施設、実績処理量が計画処理量より高い又は処理能力の小さい施設に対して濃縮車が搬入汚泥量の削減という重要な役割を担っていることが示された。²³⁾

両宮らは、浄化槽汚泥を主に処理している汚泥再生処理センター等の施設と浄化槽汚泥対応型の処理方式を採用している汚泥再生処理センター等15施設に対してヒアリングして整理を行った。近年の汲み取りし尿や浄化槽汚泥の希薄化の傾向により、汚濁負荷量は従来と変化せずに水量負荷が増加して、処理能力不足の状況になる。搬入変動の吸収方法として、施設側の貯留槽拡大による吸収、さらに、受入制限などの課題が見つかった。このような施設へ浄化槽汚泥の一部を濃縮車で濃縮した後に投入すると、投入制限を緩和しただけでなく、投入汚泥のSSが14400mg/Lとなり、施設的设计値に近づく効果が得られ、水量負荷の減少により消化槽加温用燃料の節約も実現できた。¹⁹⁾

濱中は、福島県伊達地方衛生処理組合の処理状況に対しての解析を行った。濃縮車導入後に月平均浄化槽汚泥投入量は約半減できる。²⁴⁾ 同じ施設に対してのし尿処理施設における精密機能検査結果から見ると、処理量当たりの電力使用量の平均値について、嫌気性消化処理方式では32kWh/m³である。それに対して、膜分離高負荷脱窒素処理方式において63kWh/m³であるが、現在の処理方式で濃縮車を導入せずに処理した場合の処理対象汚泥総容量当たりの電力消費量が約半減できる。²⁵⁾

また、渡辺らはし尿処理施設及び汚泥再生処理センターの建設費を処理能力で除した建設単価と処理規模について、処理方式ごとにその関係を整理した。そして、整理したデータを活用して、対象地域に濃縮車を導入することによる建設費に対しての検討を行

った。濃縮車導入による搬入汚泥量削減により、建設費が大幅に削減できる。この傾向は浄化槽汚泥混入率比率が高いほど、大きい傾向を示した。²⁶⁾

濃縮車を導入することで、し尿処理施設及び汚泥再生処理センターのオーバー投入や受入制限などの問題を緩和できる。また、搬入汚泥の水量負荷の減少により、加温用の燃料を節約できる。更に、処理汚泥量の削減により、建設費も節約できる。このような利点が列挙されたが、同時に、濃縮車導入するため、注意しなければならないこともある。

汚泥のSSが10000mg/L以下の範囲では汚泥の粘度が低いが、SSが10000mg/L以上を超えたら粘度が急激に上昇する傾向がある。濃縮汚泥のSSが高い(30000mg/L)ため、濃縮汚泥投入により、汚泥のSS濃度が10000mg/L以上になったら前凝集分離設備においての攪拌効率が低下する傾向が確認された。²⁵⁾

また、濃縮汚泥のSS濃度が30000mg/Lでは処理施設の機器が対応できないため、汲み取りし尿及び無濃縮浄化槽汚泥と混合して、SS濃度を施設設計値と同じ程度に希釈する必要がある。¹⁹⁾

よって、既存のし尿処理施設及び汚泥再生処理センターの水処理技術や資源化技術は浄化槽濃縮汚泥の性状に適した設計となっていないことが分かった。し尿、浄化槽汚泥に対する浄化槽濃縮汚泥の混合割合を高めるために必要な追加の対応を検討する必要がある。

2.9. し尿処理施設及び汚泥再生処理センターの環境負荷評価に関する研究

ライフサイクルアセスメント(LCA: Life Cycle Assessment)とは、特定製品・サービスの資源採取—原料生産—製品生産—流通・消費—廃棄・リサイクルのライフサイクル全体又はその特定段階における環境負荷を定量的に評価する手法である。

1993年にLCAの国際標準化の作業が開始されてから10年以上が経過し、数多くの企業がLCAを使用して、製品又はサービスの環境側面に対する評価の環境報告書を掲載するようになっている。³⁰⁾

LCAを用いて、し尿処理施設及び汚泥再生処理センターに対する評価も行なわれている。松井らは高負荷脱窒素処理方式の処理施設に対して、資材・ユーティリティ・薬品等の消費量を把握したうえで、それらに係わる環境負荷について検討した。資材・ユーティリティについては投入量に環境負荷を乗じて環境負荷の積算を行った。施設の耐用年数を実績値と近い値として20年と仮定して検討した。結果として、対象施設のエネルギー消費量それ由来のCO₂発生量は運転時の寄与が7割以上を超えており、特に主処理に用いられる電力、汚泥焼却に用いられる重油が全体の半分以上を占めている。³¹⁾ また、同じ方法を利用して、標準脱窒素処理方式や膜分離高負荷脱窒素処理方式に対する評価を行った結果、いずれの処理方式でも、運転中のエネルギー消費量が一番多く、同じ規模の処理施設は標準脱窒素処理方式が膜分離高負荷脱窒素方式より電気消費量が少ないことが明らかにされた。³²⁾

更に、従来のし尿処理施設と汚泥再生処理センターに対して建設(土木工事、建築工事、機械工事、配管設備や電気・計装工事)、運転(電気、水道、燃料や薬剤使用量)、機材の更新と解体・廃棄に対する検討を行った。従来のし尿処理施設では、嫌気性消化・活性汚泥処理方式、標準脱窒素処理方式、高負荷脱窒素処理方式、膜分離高負荷脱

窒素処理方式、浄化槽対応型処理方式と湿式酸化・活性汚泥処理方式に対して検討した結果、エネルギー消費量の内訳は運転中が一番高く、84～92%を占めた。また、汚泥再生処理センターの汚泥1kℓ当たりのCO₂排出量の内訳から見ると、運転中電気消費由来のCO₂排出量が一番多いことが示された。³³⁾

靄巻は生活排水処理の集中処理と個別処理に対してLCA評価を行い、個別処理としての汚泥再生処理センターに対して建設、運転、機器更新と解体・廃棄の4つの項目を解析した。標準脱窒素処理方式、膜分離高負荷脱窒素処理方式および浄化槽対応型処理方式においては運転中の汚泥当たりのCO₂排出量が一番多い(8割以上)。³⁴⁾

よって、し尿・浄化槽汚泥処理の脱炭素化を実現するため、処理施設の規模の縮小や主処理設備の電気消費量の削減に着目すべきと考えられる。特に、エネルギー消費量とCO₂排出量が一番多い主処理(水処理)設備の省エネルギー化が必要である。

2.10. 嫌気性膜分離処理方式 (AnMBR) について

嫌気性処理は、嫌気条件下で、水中の有機物をメタンとCO₂にまで分解できる優れた排水処理技術である。この方法は省エネルギーであり、しかもメタンガスの回収によりエネルギー生産が可能、余剰汚泥の発生量が少ないなどの利点があるため、比較的高濃度の溶解性有機性排水処理に広く適用されている。しかし、この方法は低濃度の産業排水や生活排水を処理する場合、嫌気性微生物の維持・増殖に大きなコストがかかるため、経済的な角度から見ると適用できない。また、嫌気性処理単独では処理水質が放流基準を満たすレベルになく、後に他の生物処理が必要である。こうした背景の下、嫌気性処理の適用範囲を拡大するために微生物を高濃度に保持することと、処理水質の向上が可能な技術の開発が求められており、これらを同時に達成できる手段として、嫌気性処理と膜分離技術を組み合わせた嫌気性膜分離法 (AnMBR: Anaerobic membrane bioreactor) が、近年世界的に注目されている。AnMBRは嫌気条件の反応槽内に導入されたろ過膜により排水の固液分離を行い、槽内に保持した嫌気性微生物により有機物を分解する生物的な排水処理方法である。³⁵⁾

AnMBR法を利用した、下水処理については、温度や滞留時間などの要因に対して以下のような検討が行われている。

五十棲らは嫌気性MBRによる、実下水処理に対する温度の影響を解析した。設定条件として反応タンクに実下水を滞留時間が6hになるように連続で流入させて運転した。結果として、温度を20℃に維持すると、良好な処理水(BOD<20mg/L、COD<50mg/L)を得られ、AnMBR処理方式の高い処理性能が示された。また、低温条件下でも汚泥生成量は標準活性汚泥法での汚泥発生量より少ないことが分かった。³⁶⁾ また渡邊らはAnMBR法による人工下水の処理に対する温度の影響の解析を行った。この研究では滞留時間を12hに設定し、15、20と25℃条件下での処理性能の検討を行った。結果として、20と25℃の処理性能に違いがなく優れた処理水質が得られた。それに対して、15℃の場合はCOD、BOD濃度がそれぞれ40mg/L、30mg/Lと増加し、低温がAnMBRの処理性能に影響を与えることが明らかになった。³⁷⁾

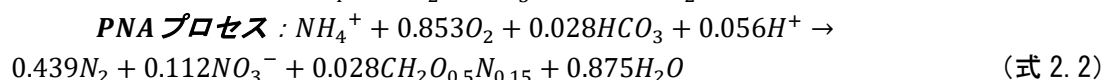
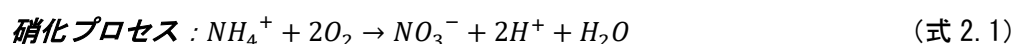
また、温度を25℃に維持した上で滞留時間を3hに設定した時にCODの除去率は73%³⁸⁾となり、滞留時間を6hに設定した時にCODの除去率は88%³⁹⁾に向上した。更に、滞留時間を8hまで延長するとCOD除去率は87%、滞留時間を更に延長して12hとした場合、COD除去率は90%以上となった。しかし、滞留時間を24hにすると、COD除去率が逆に低下した。⁴⁰⁾

更に、濃縮汚泥を対象とした AnMBR 処理に関する研究も開始された。反応タンク温度を 35°C に設定して、汚泥 SS が 30000mg/L 以上の高濃度汚泥に対しての処理性能評価を行った。滞留時間が 30 d で COD 除去率は 98% 以上となり、膜分離液の COD 濃度が 800mg/L 前後であった。COD 除去率から見ると、滞留時間が 30 d、COD 負荷が 2.63g-COD/L・d、VS 負荷が 1.41g-VS/L・d である時に投入した COD の大部分が嫌気性消化された。ただし、処理水質から見ると、COD 濃度が 800mg/L 前後なので、AnMBR 処理水を引き続き生物処理しなければならない。⁴¹⁾ また、滞留時間が 15 d、COD 負荷は 3.69g-COD/L・d、VS 負荷が 2.08g-VS/L・d になる場合には、COD 除去率が 99% 以上に維持でき、膜分離液の COD が 500mg/L 前後であった。^{42) 43)}

今まで研究から見ると、理論上 AnMBR 法を利用して浄化槽濃縮汚泥を直接処理できるが、処理水の COD 濃度は 500~800mg/L であるため、放流基準を満足させるよう、引き続きの追加処理が必要である。

2.11. アナモックス法について

アナモックス法は嫌気性硝化細菌としてのアナモックス (annamox) 細菌を利用して、嫌気条件下において、亜硝酸性窒素を電子受容体として用いることにより、アンモニア性窒素を直接窒素ガスに変換する反応である。従来の窒素除去プロセスである硝化・脱窒素と比較すると亜硝酸性窒素から硝酸性窒素までの酸化が必要ではないので、アナモックス法を利用して、排水中の窒素除去に必要な酸素量が大幅に節約できる。



アナモックス細菌の反応式から見ると、アナモックス法を利用するとアンモニア性窒素の 1 モル当たり酸素を 1.147 モル節約できる。また、アナモックス細菌は独立栄養細菌であるため、脱窒素する時に有機物を必要せず、アンモニアと亜硝酸性窒素から直接ガスを生成する。この特性によって、省エネルギーの脱窒素処理方式として注目されている。特に窒素濃度が高い、有機物濃度が低い処理水に適した処理方式である。その一方、菌体培養が難しく、運転が不安定等の問題点が挙げられる。

アナモックスプロセスは従来の硝化脱窒素処理方式と比較して、外部からの有機炭素源の添加が不要となり、酸素供給の電気使用量や処理由来の余剰汚泥の発生量も削減できるため、低コストの窒素除去プロセスとして期待されている。⁴⁴⁾ アナモックス細菌を用いた窒素除去プロセスについては、実際の排水中の窒素が多くの場合アンモニア性窒素の形態で存在しているため、 NH_4^+ から NO_2^- に酸化する必要がある。この亜硝酸化反応と

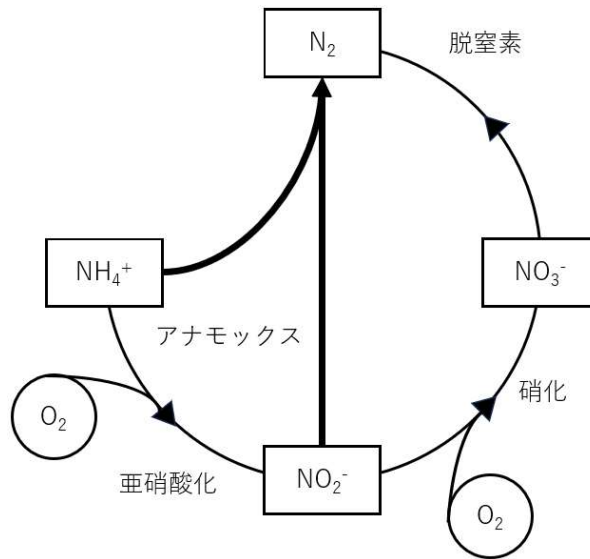


図 2-5 脱窒素の反応図

アナムモックス反応と組合せた処理方式は PNA (Partial Nitridation and Anammox) プロセスとして注目されている。アナムモックスプロセス性能に影響を及ぼす環境因子については、タンクの pH、温度、溶存酸素 (DO : dissolved oxygen) 濃度、固形物滞留時間 (SRT : sludge reaction time)、遊離アンモニア (FA : free ammonia) と遊離亜硝酸 (FNA : free nitric acid) 等の因子がある。

温度について、Ma らは 15、25 と 35°C の条件下でアナムモックス菌の活性と温度の関係に対する検討を行った。結果として、35°C 前後の時に、アナムモックス菌の活性が一番高いことが分かった。⁴⁵⁾

pH については、アナムモックス細菌の化学量論式からも分かる通り、脱窒素する時に H⁺ が必要となる。反応進行と共にタンク内の pH が上昇し、pH の阻害を避けるよう、酸等で pH 調整して、pH を 6.7-8.3⁴⁶⁾ に維持することが必要であり、最適 pH は 8 と報告された。⁴⁷⁾

また DO については、アナムモックス細菌は嫌気性菌であるため、タンク内の DO をコントロールする必要がある。タンク内の DO 濃度が 2% 空気飽和度以下である場合には、アナムモックス細菌に対しての可逆的な抑制効果がある。それに対して、DO 濃度が 18% 空気飽和度を超えると、アナムモックス細菌に対しての不可逆的な抑制を発生し始めたと報告された。⁴⁷⁾

FA については、Anthonisen らが提出した FA 濃度式⁴⁸⁾ によって、pH 及び温度による TAN (total ammonia nitrogen) 濃度 (mg/L) を計算できる。

$$FA(mg/L) = \frac{17}{14} \times \frac{[TAN] \times 10^{pH}}{e^{\left[\frac{6334}{273} + T\right]} \times 10^{pH}} \quad (\text{式 2.3})$$

先行研究の実験結果から見ると、FA 濃度が 0.7-6mg/L になると、亜硝酸化細菌 (NOB) の活性の抑制効果は発生し始めた。FA 濃度がさらに増大し、8mg/L を超えるとアンモニア酸化細菌 (AOB) の活性に対する抑制も始まる。^{48) ~50)}

最後に、FNA については、FNA 濃度式は式 2.4 のように、亜硝酸性窒素により算定することができる。

$$FNA \left(\frac{mg}{L} \right) = \frac{47}{14} \times \frac{[TNN]}{e^{\left[\frac{-2300}{273+T} \right] \times 10^{pH+1}}} \quad (\text{式 2.4})$$

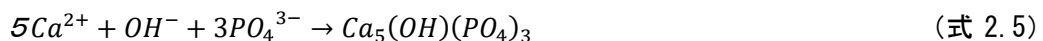
FNA は比較的低い濃度から反応に対しての阻害を開始する。先行研究によれば、FNA 濃度が $20 \mu\text{g/L}$ 以上になると、NOB の活性の抑制作用が開始した。 $220 \mu\text{g/L}$ より高くなると、AOB に対しての抑制作用が始まる^{48) 49)}。

よって、アナモックス細菌を活用した PNA 処理プロセスは窒素濃度が高い廃水を対象とした省エネルギーの脱窒素処理方式として注目されている。

2.12. HAP 法によるリン回収について

日本においてはリンを天然資源として産出する鉱脈は存在せず、生活や社会活動に必要なリンを海外輸入に依存している。近年、世界的な穀物増産により、肥料の原料価格高騰によるリンの主要原産国である中国等の輸出規制があった。その影響により、リンの輸入価格はさらに高騰し、リンの全量を輸入に依存する日本にとって、長期的かつ安定的なリン資源の確保が必要となり⁵¹⁾、リンを資源として回収する事業も重要視しないといけない。リン回収方法としてヒドロキシアパタイト晶析法 (HAP) 法が着目されている。生活排水中には、有機質と窒素以外にリン化合物が存在している。このリン化合物は閉鎖性水域の富栄養化の原因である。一方、リン化合物は枯渇性資源として、下水処理で除去すると共に肥料、助燃剤等資源として回収再利用することが望まれている。⁵²⁾

HAP 法では、リン酸イオンが含まれている廃水中に塩化カルシウム (CaCl_2) 又は水酸化カルシウム ($\text{Ca}(\text{OH})_2$) を添加して、廃水中のリンを回収する技術である。この技術による、下水中のリン回収率は概ね 80%前後である。リン酸晶析反応の反応式は式 2.5 の通り、カルシウム添加した後に廃水中のリン酸イオンをカルシウムヒドロキシアパタイトへ変換して回収する。



リン酸イオン回収方法である HAP 法に影響を及ぼす阻害要因としては、重炭酸イオンによるリン酸晶析反応と同時に、晶析材表面に炭酸カルシウム (式 2.6) が析出し、晶析材のリン回収率を低下させることが知られている。この炭酸カルシウムの発生を抑制するため、前処理として廃水中に硫酸を添加し、廃水中の HCO_3^- を炭酸ガスへ転換し、除去することが多い。



それ以外の阻害要因は、廃水中の SS である。廃水中の SS が晶析材に付着して、目詰まりを引き起こすため、前処理にろ過設備の追加が必要である。^{53) ~56)}

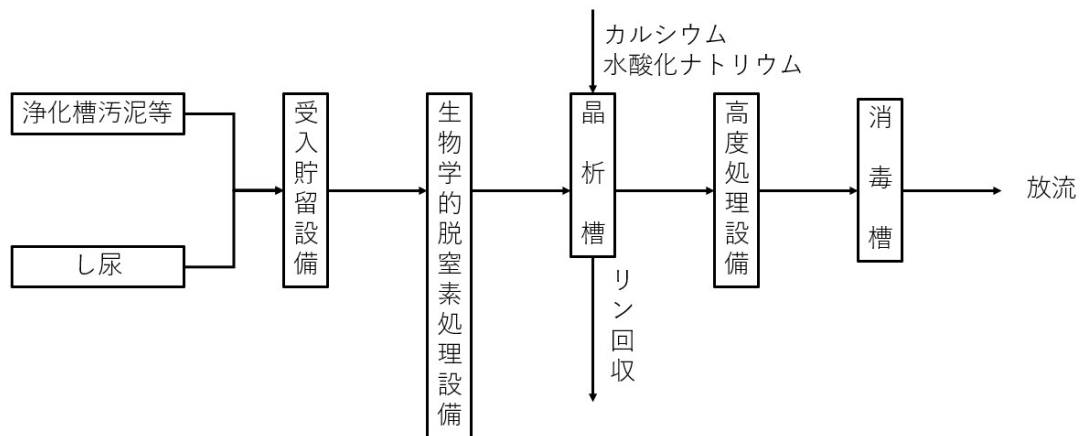


図 2-6 HAP 法を組み込んだ水処理設備のフローシート

出典：汚泥再生処理センター等施設整備の計画・設計要領 2021 改訂版⁵⁷⁾

し尿・浄化槽汚泥処理からリンを回収するプロセスは、図 2-6 に示すようにし尿・浄化槽汚泥を生物学的脱窒素処理した後、処理水を晶析槽へ流入させ、薬品として水酸化ナトリウムとカルシウムを投入して晶析反応を引き起こし、リン回収を行う。

2.13. 嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法について

アナモックスプロセスでは窒素除去が行われる。しかし、排水中には窒素の他にリンも同時に含まれる場合も多い。最近、アナモックスプロセスと HAP 法の特性を踏まえ

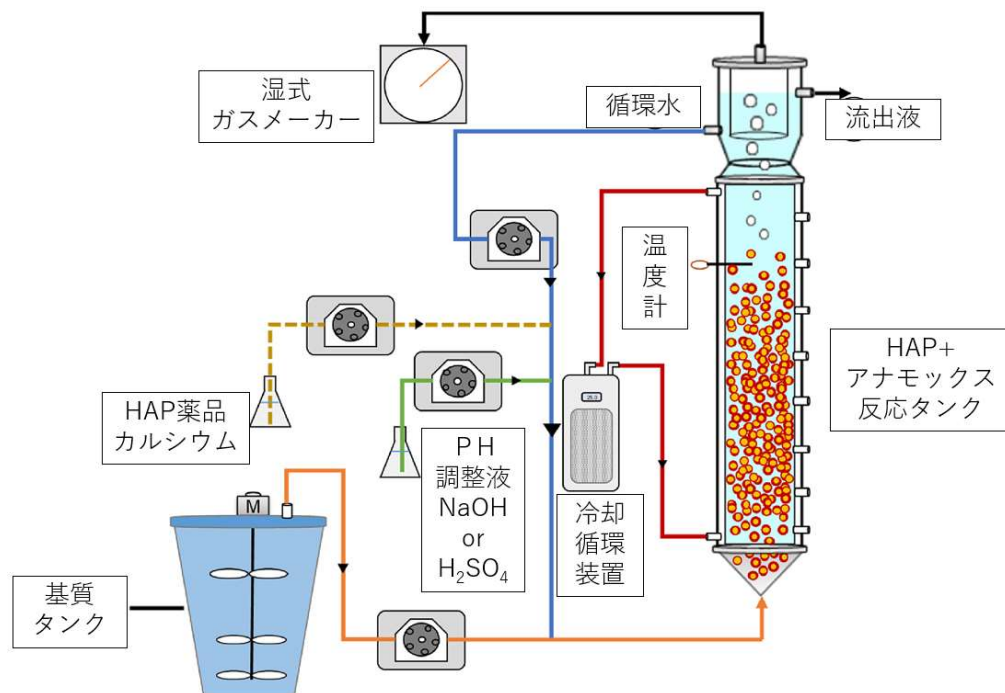


図 2-7 HAP+アナモックス設備

出典：Haiyuan Ma ら (2020)⁶⁰⁾

て、一槽式 HAP+アナモックス法の開発が始まった。Zhang らは高負荷のアナモックス流動床反応槽によりリンと窒素の同時かつ長期安定した除去を達成した。HAP+アナモックス法では、窒素除去速度は 44.8 g-N/L/d であり、リンは 70% 前後の除去率が得られた。⁵⁸⁾

また、Ma らはアナモックス膨張床反応槽において Ca/P および pH のコントロールを通して HAP 形成を促進することで、窒素除去およびリン回収を同時に実現した。この研究では $87.4 \pm 2.9\%$ の窒素除去率を安定的に維持したと同時に、 $0.14 \pm 0.01 \text{ kg-P/m}^3/\text{d}$ の高いリン除去速度も達成できた。⁵⁹⁾

更に、25°C の条件下で、図 2-7 HAP+アナモックス設備を使用した窒素除去とリン回収の同時達成に対しての検討が行われた。流入水の窒素負荷 $5 \sim 20 \text{ g-N/L/d}$ とリン負荷 $0.18 \sim 1.32 \text{ g-P/L/d}$ の範囲で検討を行い。滞留時間が 1.8 h となる時に流入窒素負荷 20 g-N/L/d 、リン負荷 1.32 g-P/L/d において、窒素とリンの除去率はそれぞれ 83.7% と 94.5% となり、窒素除去とリン回収の両方を高効率に達成できた。⁶⁰⁾

嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法に対する検討も始まっている。アナモックス処理設備の前に嫌気性膜分離 (AnMBR) 設備を設置すると、全ての SS を遮断し、廃水中の有機物を除去し、⁶¹⁾ アナモックス反応タンクに適切な流入液を確保できる。最近の研究によると、AnMBR とアナモックス法を組み合わせることにより、有機炭素資源の回収を最大化かつ低エネルギー消費量両立の環境的に持続可能な処理方式になる可能性がある。⁶²⁾ 新田らは嫌気性膜分離法により処理したろ液を一槽式 HAP+アナモックス法により処理した。温度は 25°C、滞留時間が 2 h の条件で、一槽式 HAP+アナモックス法の平均窒素除去率は 87% が得られた。⁶³⁾ 更に、Guo らは濃縮汚泥を対象とした処理能力を検討した。35°C の条件下で AnMBR 法の滞留時間を 30 d に設定し、VS 負荷が $1.09 \sim 1.41 \text{ g-VS/L/d}$ 、COD 負荷を $2.45 \sim 2.63 \text{ g-COD/L/d}$ に設定して実験を行い、AnMBR 工程の COD 除去率は 98% 以上の安定した結果を得られた。AnMBR の処理水を HAP+アナモックス法により処理した室内実験では、流入 T-N 濃度を 1200 mg/L 、窒素負荷を $2.4 \text{ kg-N/m}^3/\text{d}$ にとした時に、アナモックスプロセスでの窒素除去率が 80% 以上を維持した。更に、タンク内への

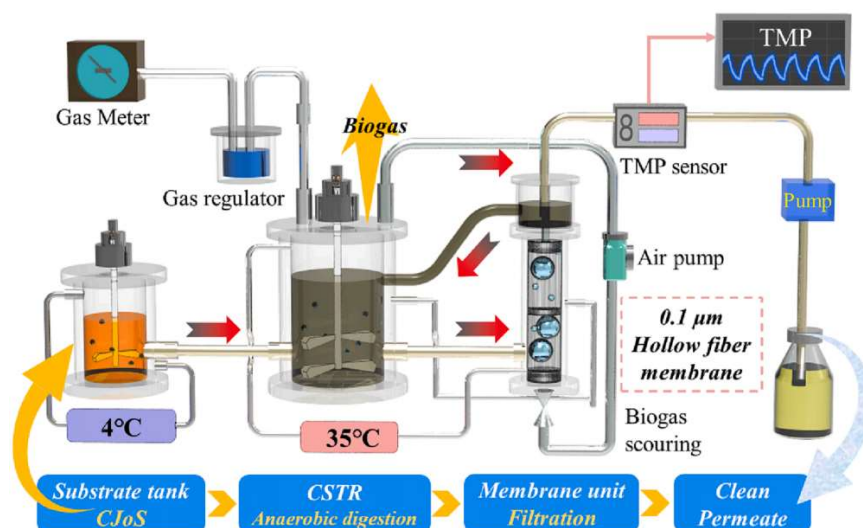


図 2-8 AnMBR 及び HAP+アナモックス法プロセス

出典：Guangze Guo ら (2023) ⁶⁴⁾

流入カルシウム濃度を 120mg/L とすると、リン除去率も 70%の安定した結果を得られた。^{64) 65)}

2.14. 浄化槽汚泥資源化について

し尿処理施設は下水道の普及と共に削減の傾向になっている。また各自治体においては施設更新が遅れ、施設の老朽化が進んでいる。加えて、生し尿と比べて量的及び質的変動の大きい浄化槽汚泥が設計時の割合よりも増加しているため、処理の不安定化を招いている。また、循環型社会の構築を考慮して、し尿処理施設についても資源化施設として期待されている。しかし、以前はし尿汚泥を堆肥化して、有機肥料として農地へ循環していたが、都市化と共に堆肥の利用が少なくなり、製造した堆肥の処理・処分に困ることもある。更に、平成9年度より、それまで廃棄物処理施設整備費国庫補助金の補助対象とされてきたし尿処理施設に替わる施設として汚泥再生処理センターが登場した。汚泥再生処理センターとは、汲み取りし尿および浄化槽汚泥を処理する水処理設備と、生ごみ等の有機性廃棄物及び水処理設備から発生する汚泥等を資源化する資源化設備を組み合わせた施設である。⁶⁶⁾

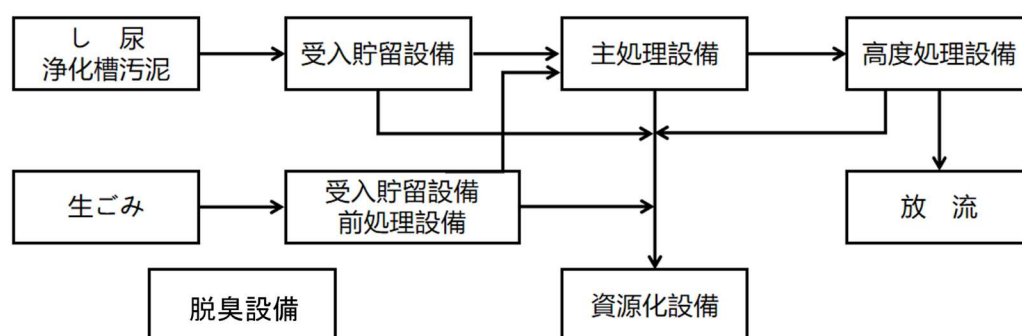


図 2-9 汚泥再生処理センターのフローシート

出典：汚泥再生処理センター等施設整備の計画・設計要領 2021 改訂版⁶⁷⁾

既に確立されている資源化技術としては、メタン発酵、堆肥化、炭化等があったものの、汚泥再生処理センターの整備促進のため、平成 15 年度から助燃剤化、平成 16 年度からリン回収が新たに補助対象となった。

メタン発酵は嫌気性細菌により有機性廃棄物をメタンと二酸化炭素に分解する反応であり、従来から汚水・下水汚泥の処理に用いている。昭和 30~40 年代のし尿の処理ではメタン発酵を行う嫌気性処理が主流技術となった。汚泥再生処理センターの資源化の条件は、規定によりガス中のメタン濃度は 50%以上が必要である。メタンガスの利用方法として、ガスエンジンやマイクロタービンおよび燃料電池を用いた発電とその排熱利用、ボイラによる熱回収、ガスそのものを直接供給の方式がある。

従来のし尿・浄化槽汚泥のメタン発酵・回収率から見ると、下水汚泥を対象としてのメタン発酵について 10000m³ の COD 濃度 480mg/L の下水を処理した際、2.36 t-DS の下水汚泥が生成される（初沈汚泥と余剰汚泥の比は 1:1）⁶⁸⁾。また、これらの下水汚泥を嫌気性消化して、約 1085m³ のバイオガスが生成でき（メタン割合 60%）、1.32 t-DS の消化汚泥を排出する。⁶⁹⁾ 生成したバイオガスを電力に換算すると、2017kWh の電力に換算

できる（発電効率 0.3）。AnMBR 法を利用して同じ下水を処理する場合には、15 および 25°C、滞留時間 12h でバイオガスが 1405~1615m³ となり（メタン割合 80%）、消化汚泥は 0.32~0.42m³ である。発生したバイオガスは、3482~4003kWh の電力に変換できる。

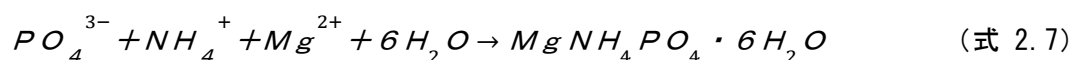
³⁷⁾ 更に、AnMBR 法を用いて浄化槽濃縮汚泥（COD：62000mg/L）を処理する時に、COD 投入量当たりのバイオガス収率は 0.26L/COD_{fed} であり、メタン割合が 65%前後となる。⁶⁵⁾

堆肥化は従来から行われているし尿汚泥の利用方法であり、汚泥等の易分解性有機物を好気性状態で微生物により分解するという、生物反応を応用した発酵処理である。堆肥化では、有機物の分解以外にも病原微生物や雑草種子の死滅化または不活化が行われる。堆肥化過程の温度上昇により、病原細菌、病中卵、有害昆虫卵、ウイルス、雑草種子などの大部分が不活化され、植物や人畜に無害なものとなる。汚泥再生処理センターの堆肥はし尿の余剰汚泥を脱水や乾燥、副資材の添加により含水率 50~60%に調整し、発酵させることから、普通肥料のうち、汚泥発酵肥料に該当する。古賀らはし尿汚泥の農地還元を行っているし尿処理施設及び汚泥再生処理センターの 10ヶ所を検討対象として（うち堆肥化 5ヶ所）、搬出した堆肥化汚泥性状と有効利用するに当たっての課題を考察した。堆肥化汚泥性状については、有機物率は 63%、窒素、リンとカリ（三要素）の含有率がそれぞれ 6.8%、6.8%と 0.8%である。このような堆肥化汚泥を肥料として利用し、植物生育実験を行い、対照肥料（油かす）とくらべて、葉長（cm）、生体重（g/鉢）と生体重指数について全面的に優れた結果が得られた。⁶⁸⁾ 堆肥化量については、堆肥設備へ搬入した脱水汚泥の 1（含水率 85%）に対して、堆肥化製品量は 0.73 である。⁶⁹⁾

炭化は乾燥と焼却の中間的な位置づけにあり、350~400°Cで汚泥等の有機性廃棄物を乾留等によって木炭や活性炭等とよく似た性質を持ち、環境保全上支障がない炭化物にする処理方式である。馬場らは膜分離高負荷脱窒方式の余剰汚泥を対象とした炭化物の性状を解析した。余剰汚泥の脱水汚泥の含水率を 78%から炭化汚泥の含水率 0.1%以下に蒸発し⁷¹⁾、脱水処理物の 10%以下まで減量化できる。⁷²⁾ また、炭化物は 13000~15000kJ/kg-dry 程度の熱量を持っているので、燃料としてのエネルギー利用も可能である。⁷¹⁾

助燃剤化はし尿処理施設および汚泥再生処理センターから発生する汚泥を脱水して含水率を 70%以下とし、焼却施設における使用燃料を節約する再生資源である。脱水汚泥の乾燥状態では平均発熱量が 14075kJ/kg-DS であり、水の潜熱が 2442kJ/kgとなる。よって、助燃剤の含水率は 70%時に、助燃剤の発熱量が約 2500kJ/kg-WS⁷³⁾ となる。

リン回収については前述した HAP 法以外に、リン酸マグネシウムアンモニウム（MAP）を析出させる方法もある。MAP 法のリン回収の原理は、対象水中のリン酸イオンをアンモニア性窒素およびマグネシウムイオンと反応させ、リン酸マグネシウムアンモニウムの 6 水塩の結晶を生成し、回収する方法である。



MAP 法について、MAP 粒子を晶析造粒する流れは、MAP 塔の上部より塩化マグネシウムを投入し、塔内循環液の pH をアルカリで 8.5~9.0 に調整することによって、原水中のアンモニアとリン酸イオンはマグネシウムと反応して、MAP の結晶が生成する。生成した MAP の結晶は、塔内の循環液にともなって流動しながら成長する。MAP 粒径が大きくなり塔下部に沈殿し、反応塔底部から定期的に生成した MAP 結晶を引抜して回収する。

白毛は MAP によるリン除去実験を行い、適正なマグネシウム濃度を添加すると、原水濃度に関わらず処理水リン酸リン濃度を 0.9~7.2mg/L で安定させることができることを明らかにした。SS については、原水 SS 濃度が 70~2100mg/L に変化しても処理水リン酸リン濃度が 7.2mg/L に維持できる。リン回収性能としては約 88.9% である。⁷⁴⁾

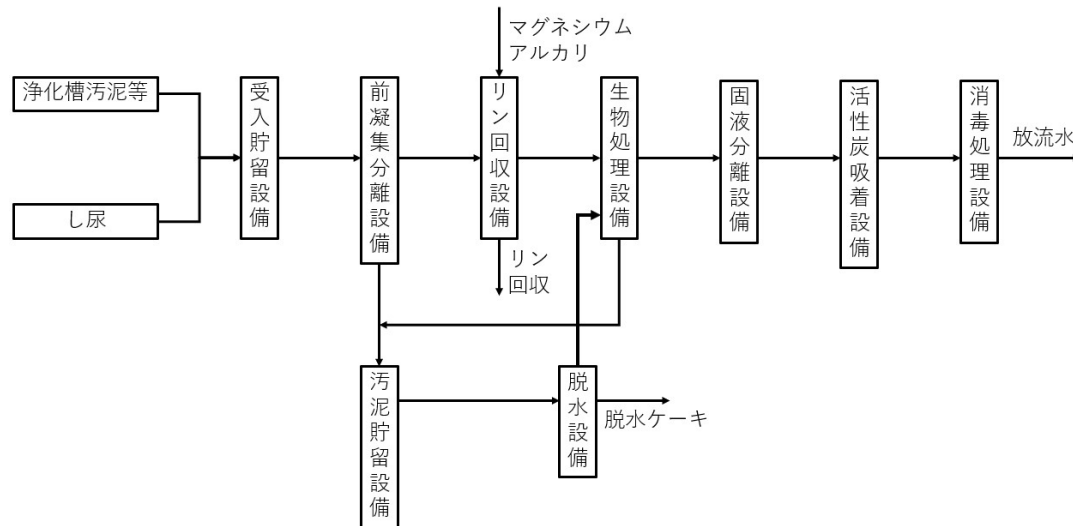


図 2-10 MAP 法システムを取り組んだし尿・浄化槽汚泥のフローシート
 出典：汚泥再生処理センター等施設整備の計画・設計要領 2021 改訂版⁷⁵⁾

2.15. 研究課題の整理

本研究では、濃縮車導入による収集・運搬、汚泥処理や資源回収における CO₂ 削減効果に対して評価する。このため、濃縮車導入による収集・運搬由来の CO₂ 削減効果と濃縮車導入による既存施設や濃縮汚泥を対象とした嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法に対して解析することが必要と考えた。

浄化槽汚泥の収集・運搬については、バキューム車と濃縮車を用いた浄化槽汚泥収集・運搬方式に対して整理した上で、浄化槽汚泥の収集・運搬由来の CO₂ 排出量を算定するモデルを構築する。このモデルを用いて各収集・運搬方式由来の CO₂ 排出量を算定して、濃縮車導入による収集・運搬由来の CO₂ 排出量削減効果を評価する。次に、よく採用されているバキューム車と濃縮車を用いての収集・運搬方式を対象として、対象地域の人口減少による収集・運搬由来の CO₂ 排出量削減効果に対して解析する。また、地域特徴を踏まえて濃縮車導入後の浄化槽汚泥の収集・運搬効率（1 日で清掃できる浄化槽数）を検討する。最後に、車輛耐用年数（7 年）までのコストや浄化槽汚泥収集・運搬由来の CO₂ 排出量の削減効果を評価する。

濃縮車導入による既存汚泥処理施設の CO₂ 排出量削減効果については、既存施設の設計図書と運転実績等のデータを収集・整理した上で、対象施設の稼働における電気消費量算定システムを構築する。このシステムを利用して、既存施設へ濃縮汚泥を投入した後の CO₂ 排出量削減効果を評価する。さらに、人口減少による投入汚泥量や汚濁負荷量削減により、既存施設の稼働中の電気消費量状況やそれ由来 CO₂ 排出量を解析する。

濃縮汚泥対応の嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法を用いての電気消費量や CO₂ 排出量の削減効果については、嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法の実験データを

収集・整理して、汚泥再生処理センター等施設の整備、計画・設計要領を参照して、理論的な設計を行う。この理論的な設計に基づいて、同じ汚濁負荷量の汚泥を対象とした嫌気性膜分離法及びHAP+アナモックス法を既存施設と比べてCO₂排出量削減効果に対する評価を行う。さらに、近年注目されているし尿・浄化槽汚泥からのエネルギー回収に対する評価については、嫌気性膜分離法のメタン発酵量と従来のメタン発酵量や既存施設で採用されている助燃剤化により回収できるエネルギーやCO₂排出量を対比して、濃縮汚泥を処理・資源化するための最適な方法を解析し、評価を行う。

【第二章参考文献】

- 1) 環境省. 日本におけるし尿処理分散型生活排水処理システム.
< https://www.env.go.jp/recycle/jokaso/publicity/pamph/wastewater_treatment_systems-jp.html >, (参照 2024-2-20) .
- 2) 環境省. 廃棄物処理施設整備国庫補助事業に係る汚泥再生処理センター等の性能に関する指針について. <<https://www.env.go.jp/hourei/11/000369.html>>, (参照 2024-2-20) .
- 3) 環境省ホームページ. 令和3年度末の汚水処理人口普及状況について
<https://www.env.go.jp/press/press_00434.html>, (参照 2024-2-20)
- 4) 環境省ホームページ: 平成21年度末の汚水処理人口普及状況について
<<https://www.env.go.jp/recycle/jokaso/data/population/pdf/osui-h21.pdf>>, (参照 2024-2-20) .
- 5) 上田 守弘. 浄化槽汚泥濃縮車の構造と特徴 (1) -(株)モリタエコノス-. 「都市清掃」. 2008, Vol. 61, No. 285, pp. 420-422.
- 6) 里見 泰一郎. 浄化槽汚泥濃縮車の構造と特徴 (2) -東急車輛製造(株)-. 「都市清掃」. 2008, Vol. 61, NO. 285, pp. 423-426.
- 7) 青木 信之, 伊藤 光夫. 浄化槽汚泥濃縮車の構造と特徴 (3) -新明和工業(株)-. 「都市清掃」. 2008, Vol. 61, No. 285, pp. 427-430.
- 8) 兼松エンジニアリング. 浄化槽汚泥濃縮車 モービルコンカーMP-03DSP~タンク内にて固液分離~. 2005, No. 54.
- 9) 河村 清史. 『浄化槽工学』. 公益財団法人日本環境整備教育センター. 2013, pp. 238-240.
- 10) 環境省. 浄化槽に適用されている濃縮・脱水装置及び移動濃縮・脱水車. 2013.
- 11) 日本環境教育整備センター. 濃縮車比較実験 報告書データ. 2002.
- 12) 全国都市清掃会議. 『汚泥再生処理センター等施設整備の計画・設計要領』2021改訂版. 2022, p. 82.
- 13) 環境省. し尿処理技術・システムに関するアーカイブス作成業務報告書《上巻》. 2020, p14.
- 14) 全国都市清掃会議. 『汚泥再生処理センター等施設整備の計画・設計要領』. 2021改訂版. 2022, pp. 192-301.
- 15) 桜井 敏郎. し尿の高負荷生物処理技術. 「水質汚濁研究」. 1991, Vol. 14, No. 11, pp. 8-12.
- 16) 池田 一郎. 湿式酸化による汚泥の処理. 「環境技術」. 1974, Vol. 3, No. 2, pp. 132-139.
- 17) 環境省. し尿処理施設構造指針及び廃棄物最終処分場指針の改訂について. 平成9年改訂版.
<<https://www.env.go.jp/hourei/11/000206.html>>. (参照 2024-2-20) .
- 18) 環境省. 一般廃棄物処理実態調査結果. 令和3年度施設整備状況.
<https://www.env.go.jp/recycle/waste_tech/ippan/>. (参照 2024-2-20) .
- 19) 雨宮 正明, 柴崎 康. 「汚泥再生処理センター等の基盤整備促進に関する研究」について. 「月刊浄化槽」. 2003, No. 332, pp. 36-43.
- 20) 岡城 孝雄, 加藤 裕之, 濱中 俊輔, 鳥越 澄夫, 松尾 隆寛, 根本 正. 浄化槽汚泥濃縮車による地球温暖化対策への貢献. 「第30回全国都市清掃研究発表会」. 2009, pp. 259-261.
- 21) 岡城 孝雄, 濱中 俊輔. 浄化槽汚泥濃縮車導入による地球温暖化対策. 「月刊浄化槽」. 2011, No. 421.
- 22) 藤原 健史. 分別と収集ルート効率化. 「都市清掃」. 2011, Vol. 64, No. 300, pp. 129-135.
- 22) 藤吉 秀昭, 鈴木 均, 野村 寛. ごみ収集運搬効率に影響する要因のシミュレーション・モデルによる考察. 「日環セ所報」. 1987, NO. 14, pp. 64-71.

- 23) 藤井 実, 村上 進亮, 南齋 規介, 橋本 征二, 森口 祐一, 越川 敏忠, 齋藤 聡. 家庭系容器包装プラスチックごみの収集と運搬に関する評価モデル. 「廃棄物学会論文誌」. 2006, Vol. 17, No. 5, pp. 331-341.
- 24) 村上 進亮, 藤井 実, 南齋 規介, 橋本 征二, 大迫 政浩, 森口 祐一. 地理的特性を考慮した収集・運搬費用算定モデル. 「廃棄物学会論文誌」. 2008, Vol. 19, No. 3, pp. 225-234.
- 25) 牧 誠也, 大西 悟, 藤井 実, 後藤 尚弘, 五味 馨. 地域特性を考慮した収集運搬による費用・CO2 排出量推計のための修正グリッドシティモデルの開発. 「廃棄物資源循環学会論文誌」. 2019, Vol. 30, pp. 153-165.
- 26) 小林 修. 浄化槽汚泥濃縮車による施設運転への影響に関するアンケート結果. 「月刊浄化槽」. 2006, No. 366, pp. 24-28.
- 27) 根本 正, 山川 敏幸, 遠藤 辰幸. 浄化槽汚泥濃縮車による実施への投入量削減. 「月刊浄化槽」. 2003, No. 326, pp. 20-23.
- 28) 濱中 俊輔, 加藤 裕之, 岡城 孝雄, 根本 正, 河村 清史. 浄化槽汚泥濃縮車に対応した汚泥再生処理センターの運転状況. 「全国都市清掃会議」. 2009, No. 31, pp. 266-268.
- 29) 渡辺 孝雄, 濱中 俊輔, 加藤 裕之, 根本 正. 浄化槽汚泥濃縮車の導入による汚泥再生処理センターの建設費節約. 「第 28 回全国都市清掃研究・事例発表会講演論文集」. 2007, pp. 254-256.
- 30) 稲葉 敦. 『Life Cycle Assessment の実務』. 産業環境管理協会. 2005.
- 31) 松井 康弘, 山田 正人, 井上 雄三, 河村 清史, 田中 勝, 御地合 博, 河窪 義男. し尿の高負荷処理方式の LCA による評価事例. 「第 9 回廃棄物学会研究発表会講演論文集」. 1998, pp. 84-86.
- 32) 松井 康弘, 山田 正人, 井上 雄三, 河村 清史, 田中 勝, 吉田 修司, 窪 義男. し尿処理施設の LCA による評価事例. 「第 10 回廃棄物学会研究発表会講演論文集」. 1999, pp. 141-143
- 33) 松井 康弘, 山田 正人, 井上 雄三, 河村 清史, 田中 勝. し尿・浄化槽汚泥等の液状廃棄物処理施設のライフサイクルインベントリー分析. 「土木学会論文集」. 2002, No. 706/VII-23, pp. 19-29.
- 34) 轟巻 峰夫. 生活排水処理計画における LCA 適用の現状. 「日本 LCA 学会誌」. 2009, Vol. 5, No. 1, pp. 79-85.
- 35) 国立環境研究所 資源循環・廃棄物研究センター. 排水処理に広がる嫌気性膜分離技術. 「廃棄物の基礎講座」. 2017.
- 36) 五十棲 直子, 紀 佳淵, 李 玉友. 嫌気性 MBR をもちいた実下水のメタン発酵処理に及ぼす温度の影響. 「土木学会論文集 G (環境)」. 2020, Vol. 76, No. 7, pp. III_173-179.
- 37) 渡邊 亮哉, 菅生 俊樹, 若原 慎一郎, 李 玉友. 嫌気性膜分離法 (AnMBR) を用いた人工下水処理性能に及ぼす温度の影響. 「水環境学会誌」. 2014, Vol. 37, No. 5, pp. 197-204.
- 38) Herreea-Robledo, M, Morgan-Sagastume, J.M., Noyola, A. Bofouling and pollutant removal during long-term operation of an anaerobic membrane bioreactor treating municipal wastewater. 「The Journal of Bioadhesion and Biofilm Research」. 2010, Vol. 26, pp. 23-30.
- 39) Lew, B., Tarre, S., Beliaevski, M., Dosoretz, C., Green, M., Anaerobic membrane bioreactor (AnMBR) for Domestic wastewater treatment.. 「Desalination」. Vol. 243, pp. 251-257.
- 40) 大津 秋人, 紀 佳淵, 北条 俊昌, 李 玉友. 嫌気性 MBR を用いた実下水処理の性能評価及び HRT の影響. 「土木学会論文集 G」. 2019, Vol. 75, No. 7, pp. III351-357.
- 41) Guangze Guo, Shitong Zhou, Yujie Chen, Weiyi Wang, Yu Qin, Yu-You Li. Evaluation of bioenergy production and material flow in treating Japanese concentrated Johkasou sludge using high-solid anaerobic membrane bioreactor based on one-year operation. 「Chemical Engineering Journal」. 2023, 469.

- 42) Guangze Guo, Yemei Li, Shitong Zhou, Yujie Chen, Kamoachiro Urasaki, Yu Qin, Kengo Kubota, Yu-You Li. Long term operation performance and membrane fouling mechanisms of anaerobic membrane bioreactor treating waste activated sludge at high solid concentration and high flux. 「Science of the Total Environment」.2022, 846.
- 43) Min Ye, Yu-You Li. Upgrading methanogenic treatment of dairy processing wastewater with anaerobic membrane bioreactor: Two key factors and functional microbial community. 「The 33rd Annual Conference of JSMCWM/3RINCs Autumn」.2022, pp.513-514.
- 44) Fux.C, Boehler.M, Huber.P, Brunner.I, Siegrist.H. Biological treatment of ammonium-rich wastewater by partial nitritation and subsequent anaerobic ammonium oxidation (anammox) in a pilot plant. 「J Biotechnol」.2002, Nov.19, 99(3), pp.295-306.
- 45) Ma, H.Zhang, Y.Xue, Y.ZhangY.Li, Y.-Y.. Relationship of heme c, nitrogen loading capacity and temperature in anammox reactor. 「Science of The Total Environment」.2019, Vol.659, pp.568-577.
- 46) Strous, M. KuenenJ.G. Jetten, M.S. Key physiology of anaerobic ammonium oxidation. 「Appl Environ Microbiol」.1999, 65(7), pp.3248-3250.
- 47) Egli, K.Fanger, U.Alvarez, P.J.J.Siegrist, H.van der Meer, J. R.Zehnder, A. J.B.. Enrichment and characterization of an anammox bacterium from a rotating biological contactor treating ammonium-rich leachate. 「Arch Microbiology」.2001, No.175, pp.198-207.
- 48) Anthonisen, A.C.Loehr, R.C.Prakasam, T.B.S.Srinath, E.G.. Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid. 「Water Pollution Control Federation」.1976, 48(5), 835-52.
- 49) Vadivelu, V.M., Keller, J., Yuan, Z.. Free ammonia and free nitrous acid inhibition on the anabolic and catabolic processes of Nitrosomonas and Nitrobacter. 「Water Sci Technol」.2007, 56(7), pp.89-97.
- 50) Kim, D.-J., Lee, D.-I., Keller, J.. Effect of temperature and free ammonia on nitrification and nitrite accumulation in landfill leachate and analysis of its nitrifying bacterial community by FISH. 「Bioresource Technology」.2006, 97(3), pp.459-468.
- 51) 国土交通省・地域整備局下水道部. 下水道におけるリン資源化の手引き.
<<https://www.mlit.go.jp/common/000113958.pdf>>. (参照 2024-2-20).
- 52) 田中 俊博, 島村 和彰. リン回収工程を有する下・廃水処理技術. 「環境バイオテクノロジー学会誌」.2005, Vol.4, No.2, pp.101-108.
- 53) 村田 恒雄. 下水の高度処理技術-快適な水環境の創出に向けて-. 「理工図書」.1992, pp.124-138.
- 54) 加藤 文隆, 高岡 昌輝, 大下 和徹, 武田 信生. 下水処理システムからのリン回収技術の現状と展望. 「土木学会論文集 G」.2007, Vol.63, No.4, pp.413-424.
- 55) 島村 和彰, 田中 俊博, 渡辺 昭, 本間 康弘. 晶析脱リン法におけるリン回収条件の検討. 「第8回衛生工学シンポジウム」.2000.
- 56) 萩野 隆生, 平島 剛. 下水污泥からのリン回収プロセスの開発. 「環境資源工学 52」.2005, pp.172-182.
- 57) 全国都市清掃会議. 『污泥再生処理センター等施設整備の計画・設計要領』. 2021 改訂版.2022, p366.
- 58) Yanlong Zhang, Haiyuan Ma, Lan Lin, Wenzhi Cao, Tong Ouyang, Yu You Li. Enhanced Simultaneous Nitrogen and Phosphorus Removal Performance by Anammox-HAP Symbiotic Granules

- in the Attached Film Expanded Bed Reactor. 「ACS Sustainable Chemistry and Engineering」. 2018, Vol. 6, pp. 10989–10998.
- 59) Haiyuan Ma, Yanlong Zhang, Yi Xue, Yu You Li. A new process for simultaneous nitrogen removal and phosphorus recovery using an anammox expanded bed reactor. 「Bioresource Technology」. 2018, Vol. 267, pp. 201–208.
- 60) Haiyuan Ma, Yi Xue, Yuanfan Zhang, Takuro Kobayashi, Kengo Kubota, Yu-You Li. Simultaneous nitrogen removal and phosphorus recovery using an anammox expanded reactor operated at 25°C. 「Water Research」. 2020, Vol. 172.
- 61) Zhe Kong, Jiang Wu, Chao Rong, Tianjie Wang, Lu Li, Zibin Luo, Jiayuan Ji, Taira Hanaoka, Shinichi Sakemi, Masami Ito, Shigeki Kobayashi, Masumi Kobayashi, Yu Qin, Yu-You Li. Large pilot-scale submerged anaerobic membrane bioreactor for the treatment of municipal wastewater and biogas production at 25°C. 「Bioresource Technology」. 2021, Vol. 319.
- 62) C. Rong, Z. Luo, T. Wang, Y. Guo, Z. Kong, J. Wu, J. Ji, Y. u. Qin, T. Hanaoka, S. Sakemi, M. Ito, S. Kobayashi, M. Kobayashi, Y.-Y. Li. Chemical oxygen demand and nitrogen transformation in a large pilot-scale plant with a combined submerged anaerobic membrane bioreactor and one-stage partial nitritation-anammox for treating mainstream wastewater at 25°C. 「Bioresource Technology」. 2021, Vol. 341.
- 63) 新田 しおり, 泉田 理玖, 杜 潤達, 胡 以松, 李 玉友. AP-PNA グラニューール方式一槽型アナムモックスプロセスによる嫌気性 MBR 処理後の実下水の窒素除去. 「水環境学会誌」. 2022, Vol. 45, No. 1, pp. 1–9.
- 64) Guangze Guo, Shitong Zhou, Yujie Chen, Weiyi Wang, Yu Qin, Yu-You Li. Evaluation of bioenergy production and material flow in treating Japanese concentrated Johkasou sludge using high-solid anaerobic membrane bioreactor based on one-year operation. 「Chemical Engineering Journal」. 2023, Vol. 469.
- 65) 濱中 俊輔, 仁木 圭三, 武田 文彦, 李 玉友, 西村 修, 見島 伊織. 汚泥濃縮車を活用した浄化槽汚泥の収集・運搬・処理過程における環境負荷削減効果の網羅的解析および最適活用方法の提案. 「環境研究総合推進費（中間報告）」. 2022.
- 66) 埼玉県清掃行政研究協議会, し尿処理検討部会. し尿汚泥の再生利用 し尿汚泥の安定的な資源化のために. 2007.
- 67) 全国都市清掃会議. 『汚泥再生処理センター等施設整備の計画・設計要領』. 2021 改訂版. 2022, p. 80.
- 68) 米本 剛史, 李 玉友. 水質改善効果とエネルギー消費を考慮した下水処理システムの環境性能評価. 「下水道協会誌」. 2008, Vol. 45, No. 549, pp. 81–91.
- 69) Li Y. Y, Mizuno O, Miyahara T, Noike T, Katsumata K. Ecological analysis of the bacterial system in a full-scale eggshaped digester treating sewage sludge. 「Water Science and Technology」. 1997, Vol. 36 (6–7), pp. 471–478.
- 70) 古賀 博昭, 江口 正章, 平岡 誠, 清水 敏秀. し尿成分の実態調査と農地等における有効利用の調査研究. 「日環セ所報」. 2002, No. 29, pp. 70–86.
- 71) 馬場 淳一, 藤田 雅人. 汚泥の直接炭化と利用システム. 「環境技術」. 2002, Vol. 31, No. 10, pp. 45–49.
- 72) 全国都市清掃会議. 『汚泥再生処理センター等施設整備の計画・設計要領』. 2021 改訂版. 2022, p 396.

- 73) 全国都市清掃会議. 『汚泥再生処理センター等施設整備の計画・設計要領』. 2021 改訂版. 2022, p 354.
- 74) 白毛 宏和. MAP 法によるリン回収資源化システム. 「環境バイオテクノロジー学会誌」. 2005, Vol. 4, No. 2, pp. 109-115.
- 75) 全国都市清掃会議. 『汚泥再生処理センター等施設整備の計画・設計要領』. 2021 改訂版. 2022, p 317.

第三章 汚泥濃縮車導入による浄化槽汚泥収集・運搬のCO₂削減効果

3.1.はじめに

浄化槽汚泥の収集・運搬作業にはバキューム車が用いられているが、収集・運搬車輛は住宅地域内を走行し、幅狭い道路を通行・作業するためタンク容量の小さい小型バキューム車を使わざるをえない(4t車:容量3.6m³)。1回当たりの搬出汚泥量が多いとバキューム車タンクがすぐに満タンとなり、し尿処理施設及び汚泥再生処理センターへの汚泥の運搬頻度が高くなる。この傾向は汚泥発生量の多い浄化槽が普及することにより著しくなり、みなし浄化槽(単独処理浄化槽)から浄化槽への転換を進めることにより一日で汚泥の収集・運搬ができる浄化槽基数が低下する。

また、汚泥を引き抜いた後、浄化槽処理機能維持及び土圧による破損の防止のため、浄化槽に水道水や処理施設の処理水を用いて水張りを行い、通常の水位まで水を注入する必要がある。水道水を利用する場合、水張りに要する時間が長いことから、水張りしながら他の浄化槽の汚泥引き抜き作業を行い、水を止めるために再び浄化槽に戻る方式や水張りを客に依頼する方式がある。また水道水で水張りを行うことは水資源の浪費に繋がるため、し尿処理施設及び汚泥再生処理センターの処理水を張り水として持参する浄化槽清掃方式がよく採用されている。張り水持参方式では、浄化槽汚泥の収集・運搬を行う時に、浄化槽の汚泥を引き抜き、処理施設まで運搬し、投入した後、バキューム車の空タンクで処理施設の処理水を積載して、浄化槽へ引き返して水張りを行う。張り水に水道水あるいは処理水を用いるいずれの場合も、収集・運搬車輛の走行経路は複雑となり、これも1日で清掃可能な浄化槽数を低下させる原因の一つとなる。1日で清掃可能な浄化槽数の低下は浄化槽汚泥の収集・運搬事業費用の増大に繋がり、さらに浄化槽汚泥の収集・運搬走行由来のCO₂排出量の増大にも繋がると考えられる。

また、濃縮車の購入費用は通常のバキューム車の2倍であり、濃縮車導入後の清掃事業費用節約効果が不明であることも濃縮車の導入を困難とする要因と考えられる。環境省が公表したデータによると、個別処理における維持管理費用は、保守点検費用、清掃費用、電気料金、機器交換費用および法定検査料で構成される。このうち、清掃費用は最も大きな割合を占め、5人槽では約46%、10人槽では約57%である²⁾。さらに、清掃費用は25千円³⁾と示されているが実際には地域によって清掃費用が異なり5000~27000円の幅が存在している⁴⁾。すなわち、清掃費用を削減することができれば浄化槽の維持管理費用の削減につながる可能性が高い。

そこで本章では、ゴミ収集モデルを踏まえて、濃縮車又はバキューム車を用いて浄化槽汚泥の収集・運搬を行う特徴を考慮し、濃縮車導入による浄化槽汚泥の収集・運搬に及ぼす影響に対する定量的な評価ができるようなモデルを構築する。このモデルを用いて、浄化槽汚泥の収集・運搬の対象地域の特徴を踏まえて、浄化槽汚泥の収集・運搬の1日で清掃可能な浄化槽数や運搬走行由来の軽油消費量と軽油由来のCO₂排出量を算出し、濃縮車導入による浄化槽汚泥の収集・運搬のCO₂削減効果に対して解析する。

また、人口減少に伴う浄化槽数減少の運搬走行距離に及ぼす影響や浄化槽汚泥収集・運搬由来のCO₂排出量削減効果に対する評価を行う。

さらに、濃縮車導入による収集・運搬由来のCO₂に及ぼす地域特性の影響のモデルによる評価を行う。また、バキューム車に対して濃縮車の導入実績が少ない¹⁾原因の一つであるコストについて、経済的な角度から検討を行い、濃縮車導入の効果がある地域の特徴を明らかにする。

3.2. 浄化槽汚泥収集・運搬モデルの構築

3.2.1. 浄化槽汚泥収集・運搬モデルの基本

浄化槽汚泥の収集・運搬に関するモデルの構築については、ゴミの収集・運搬の研究で行われた収集・運搬作業モデルを参考にして構築する。

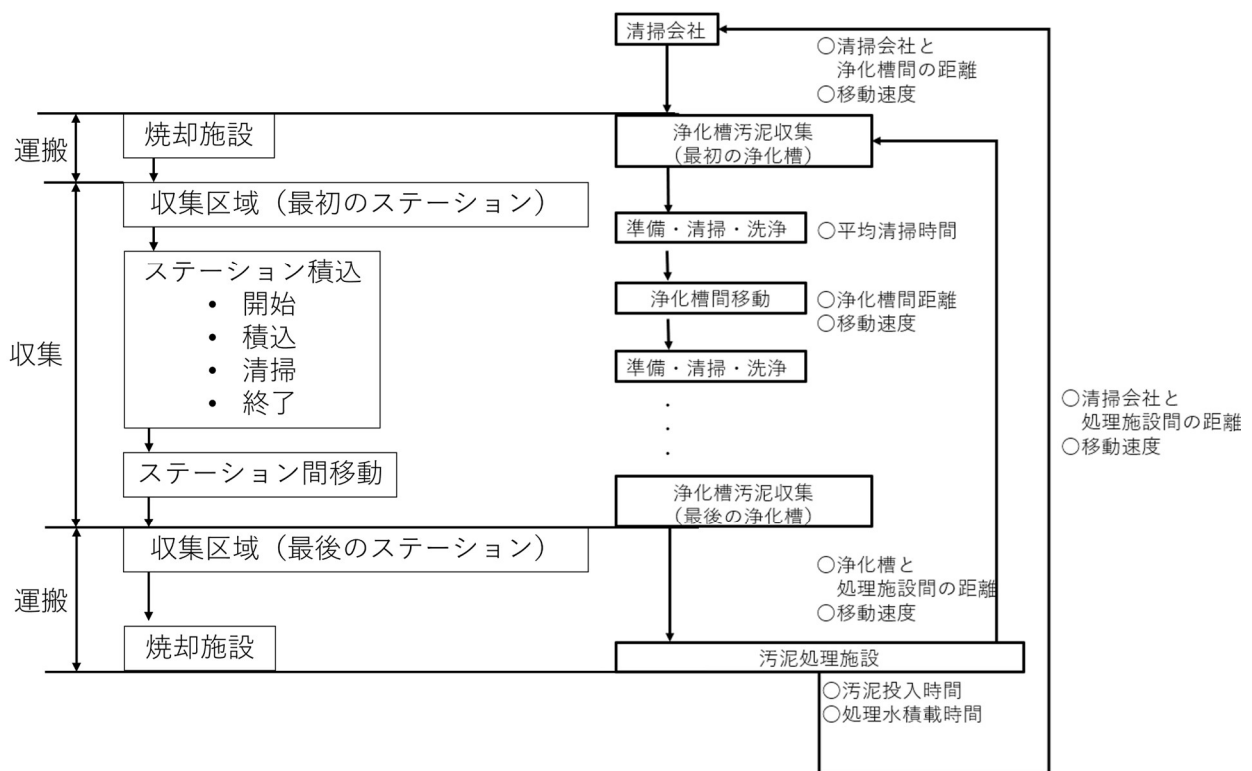


図 3-1 浄化槽汚泥の収集・運搬にかかる時間の推定システム

参考：藤吉ら（1987）⁵⁾

藤吉らのゴミ収集・運搬モデルを参照して、浄化槽汚泥の収集・運搬モデルを構築した。図 3-1（左）のように、藤吉らはゴミの収集・運搬を解析する時に、ゴミ焼却施設から収集区域までの運搬と収集地域の各ステーションでのゴミの収集の二つの部分に分けて検討を行った。運搬段階には、運搬距離と運搬速度がゴミの運搬時間に影響を及ぼす。収集段階では、ステーション当たりの排出ゴミ量による収集地域の一つのステーションの収集時間が重要である。さらに、ステーション間の距離によって移動時間が影響される。これらを踏まえて、収集区域の最後のステーションまでのゴミ収集時間を確定する。この収集時間と運搬時間およびゴミ計量・排出・洗車時間の合計が対象区域のゴミの一回の収集時間である。

このモデルを参考にして図 3-1（右）のように浄化槽汚泥収集・運搬にかかる時間推定システムの基本を構築した。このシステムも同じく収集、運搬および収集した汚泥の投入と処理水の積載時間等で

構成されている。それ以外に、清掃会社から対象区域への移動時間や清掃完了後汚泥処理施設から清掃会社に戻る時間を合わせて、一日での浄化槽汚泥の収集・運搬にかかる時間として収集・運搬システムを構築した。このシステムは浄化槽の清掃時間、運搬移動距離や移動速度の主な三つの要素で構成されている。

モデルにおいて、移動速度と浄化槽汚泥引き抜き速度が一定値と仮定すると、浄化槽汚泥収集・運搬時間に影響する要因は清掃由来の汚泥量と運搬走行距離である。また、対象区域に設置された浄化槽数と清掃会社、浄化槽と汚泥処理施設の距離を考慮して収集・運搬モデルを構築した（図3-2）。浄化槽汚泥収集・運搬にかかる費用とCO₂排出量はすべて浄化槽1基当たりの汚泥発生量が基本である。浄化槽1基当たりの汚泥発生量と対象地域内に設置された浄化槽数により、対象地域収集由来の汚泥発生量を確定できる。それにより、汚泥引き抜きのための作業時間や収集・運搬車両別の軽油消費量と軽油消費由来のCO₂排出量に対して定量的に評価できる。さらに、濃縮車を利用する時、汚泥当たりの凝集剤使用量を考慮して凝集剤使用量、費用および凝集剤使用由来のCO₂排出量も定量的に評価する。また、浄化槽1基当たりの汚泥発生量は浄化槽1基清掃するための収集・運搬回数と直接関連する。対象地域の清掃会社や浄化槽及び処理施設間の距離、そして運搬回数から浄化槽1基当たりの運搬走行距離を推計できる。最後に、収集・運搬の平均走行速度を考慮して1日に清掃できる浄化槽基数を確定した上で、対象地域の浄化槽汚泥収集・運搬に必要な日数と員数（人件費）を確定できる。

このモデルを利用して、対象地域に設置した浄化槽汚泥の収集・運搬由来のCO₂排出量と費用を推定するために、浄化槽1基当たりの汚泥発生量と清掃車両別の運搬走行ルートを確認する必要がある。

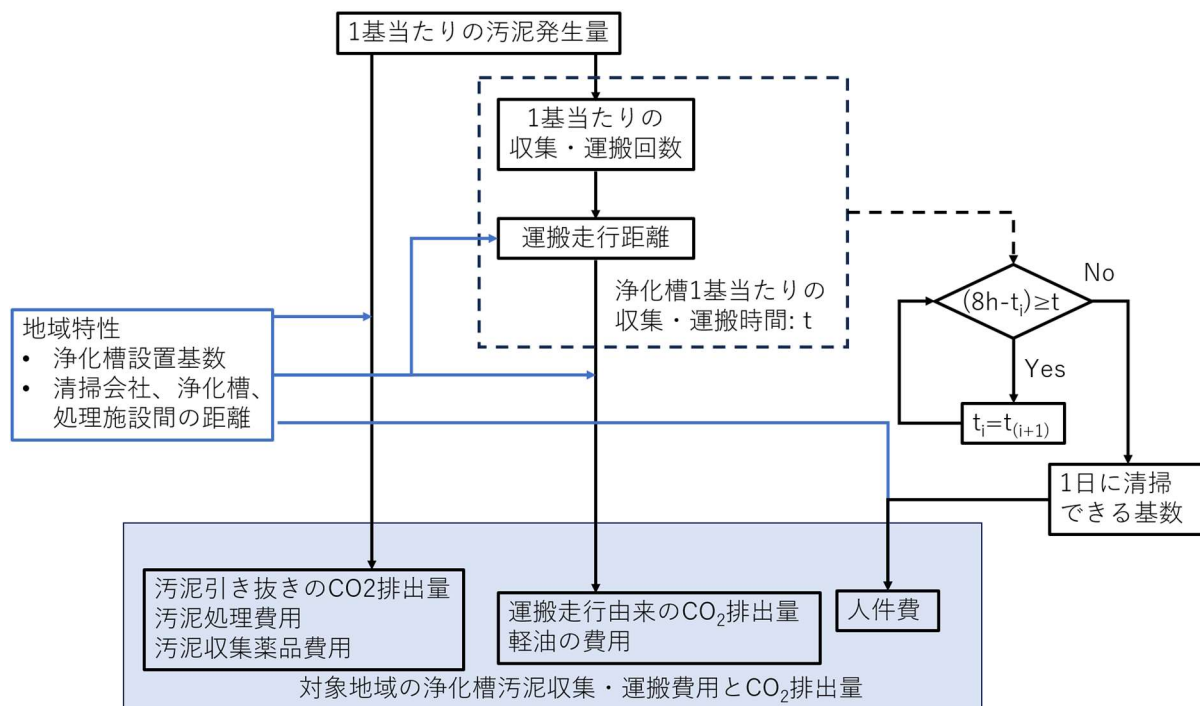


図3-2 浄化槽汚泥の収集・運搬モデル

3.2.2. 人槽別浄化槽汚泥発生量の推定

浄化槽の性能を維持するため、毎年1回浄化槽の清掃を行うことが浄化槽法第十条第一項に規定されている。浄化槽の清掃の目的は、汚泥を引き出し、各单位装置の洗浄や内部の異常確認等を行って機能を回復させることにあるが、前述の収集・運搬由来のCO₂排出量と費用は浄化槽汚泥発生量に関連している。ここで、汚泥発生量の推定方法に関して検討する。

対象地域の個別処理設備は全部合併処理浄化槽であることを想定して、浄化槽製造販売会社のHPで公表されている寸法図を参照して浄化槽の各槽の容積を確定した。人槽別の収集汚泥量については、嫌気ろ床槽接触ばっ気式浄化槽の場合、国安らの研究⁶⁾を参照し、5人槽が嫌気ろ床槽容積の1.5倍、7人槽が1.4倍、10人槽以上の場合が1.1倍として計算した。

嫌気ろ床槽接触ばっ気式浄化槽以外の場合、各会社が提供した浄化槽維持管理要領書を参考に、汚泥発生量を推定する。浄化槽維持管理要領書⁷⁾には、嫌気処理部（嫌気ろ床槽）と好気処理部（接触ろ床槽）それぞれ適量引き抜きという記述があるが、嫌気処理部は全量引抜と想定する。それに対して、好気処理部は「通常清掃しない」部分であるため、引き抜きなしとして算定する。洗浄水については、浄化槽総容積の0.3倍と仮定する⁸⁾。よって、嫌気ろ床槽接触ばっ気以外の浄化槽を清掃する時に、嫌気処理部（固液分離槽、沈殿分離槽、嫌気ろ床槽）全量引き抜きに加えて浄化槽総容積の0.3倍の洗浄水を計算した結果を表3-1に示す。同様に、7、10、12、14、16、18、21人槽からの汚泥発生量についても整理した。その結果を図3-3に示す。人槽と浄化槽汚泥発生量は線形相関になった。

表 3-1 人槽別浄化槽汚泥発生量（5人槽）

単位：m³

type	人槽	夾雑物除去	沈殿分離	嫌気 1	嫌気 2	総容積	洗浄水量	汚泥発生量
HS	5			0.907	0.61	2.859	0.759	2.3
SGJ	5		0.245	0.563		1.391	0.417	1.2
CA	5		0.317	0.6		1.513	0.454	1.4
GEN/CRX2	5	1.048		1.052		2.834	0.850	3.0
KZ2	5	0.105	0.432	0.528		1.408	0.422	1.5
KXF	5			0.821	0.636	3.157	0.947	2.4
CXN2	5		0.475	0.664		1.804	0.541	1.7
CXF	5	0.286		0.821	0.636	3.157	0.947	2.7
CXP	5			0.964	0.636	3.014	0.800	2.4
創水王	5	0.395		0.592		1.569	0.471	1.5
浄化王 x	5	1.055		1.052		2.944	0.883	3.0

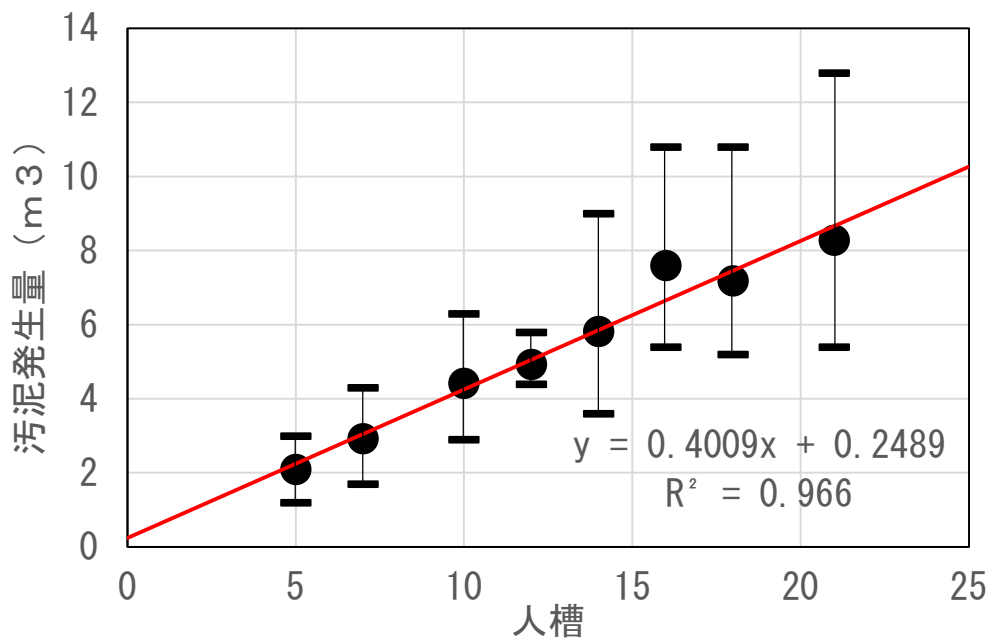


図 3-3 人槽別の浄化槽污泥発生量

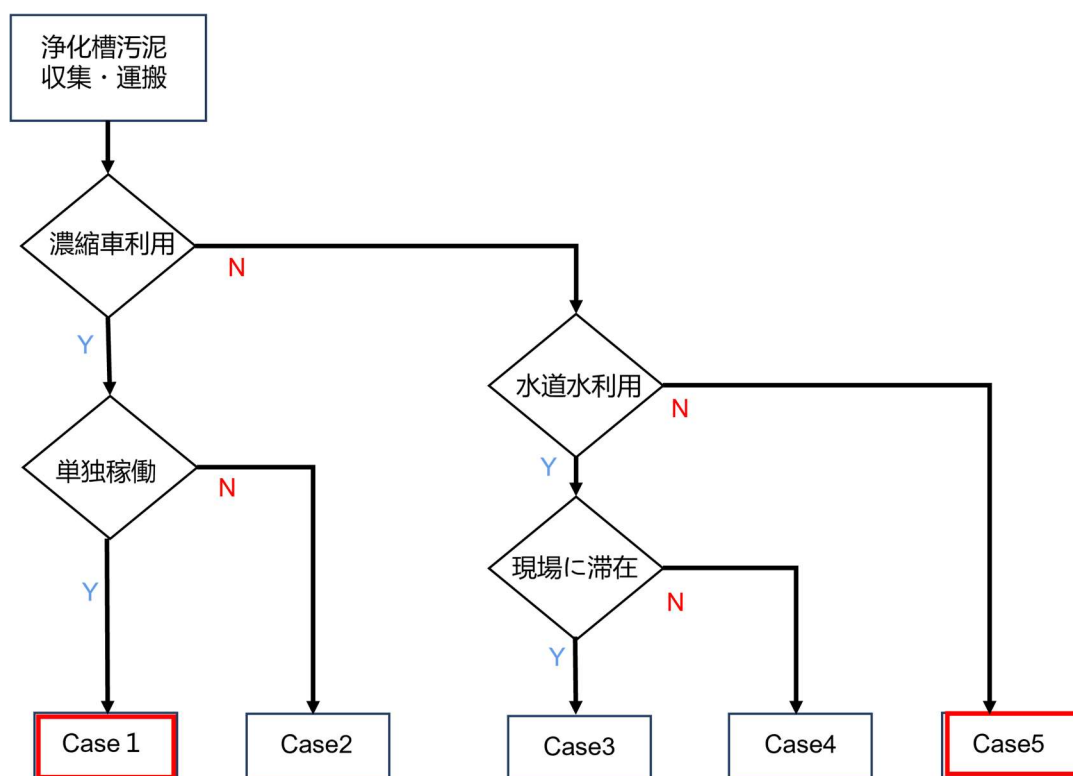
この結果について、Ogawa らの文献と比較すると、Ogawa らは平均人員比が 0.7 前後の 5~8 人槽の浄化槽に対する解析により、平均污泥発生量が $0.84\text{m}^3/\text{人}/\text{年}$ であり、対象 5 人槽が 3 人使用の場合、年間污泥発生量は 2.5m^3 としている。また、対象 7 人槽の平均利用人数は 3.7 人であり、年間污泥発生量が 3.1m^3 となる。⁹⁾ この値は浄化槽人槽別の污泥発生量直線の計算値とほぼ同じ（直線による計算値は 5 人槽 2.3m^3 、7 人槽 3.1m^3 ）となる。この原因は浄化槽の利用人口に関わらず、浄化槽の容積は理論的な対象人員や流入水中汚濁負荷により設計するため、同じ処理方式と放流基準により設計した浄化槽の清掃由来の污泥発生量がほぼ同じになると考えられる。

浄化槽 1 基当たりの污泥発生量は浄化槽 1 基を清掃する時の必要な車輛台数を求めることに重要である。

3.2.3. 浄化槽污泥収集・運搬方式とルート

浄化槽を清掃するための運搬走行距離は浄化槽污泥の収集・運搬のルートと対象地域の清掃会社や浄化槽、さらに污泥処理施設それぞれの位置と移動距離により決定される。濃縮車導入後の CO_2 排出量削減効果を検討するため、浄化槽収集・運搬方式と方式別のルートに対しての考察が必要である。

浄化槽污泥の収集・運搬方式を図 3-4 に示す。濃縮車導入後の浄化槽污泥収集・運搬方式には、濃縮車単独収集・運搬方式 (Case 1) と濃縮車と濃縮污泥運搬車輛併用の収集・運搬方式 (Case2) に分けている。それに対して、従来からのバキューム車を用いての浄化槽污泥収集・運搬方式には、水張り方式と現場に滞在する否かによって、3 つの収集・運搬方式に分けており、水道水を張り水として利用して、清掃業者が水張り完了まで現場に滞在する清掃方式 (Case3)、水道水を利用するが、水張りを客に依頼する方式 (Case4)、及び処理施設から処理水を積載して、張り水として利用する張り水持参方式 (Case5) がある。現実的には、濃縮車単独の収集・運搬方式 (Case1) とバキューム車の張り水持参という収集・運搬方式 (Case5) がよく採用されている。



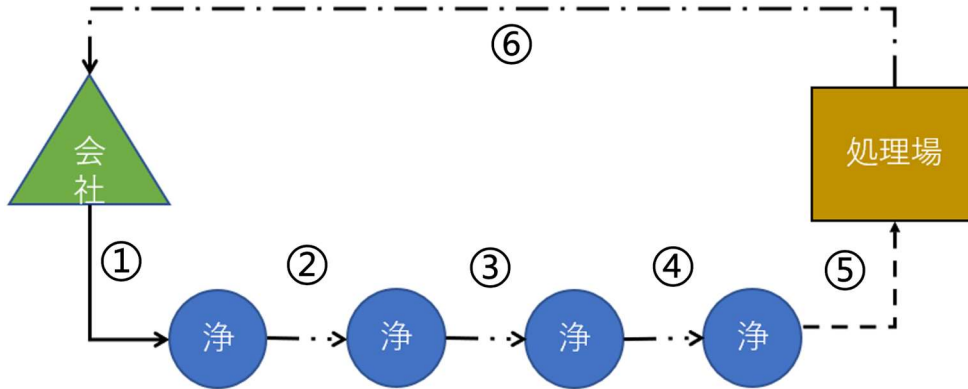
	車 輦	張り水	汚泥の運搬
Case 1	濃縮車	分離水	濃縮車
Case 2	濃縮車とバキューム車併用	分離水	バキューム車
Case 3	バキューム車	水道水（現場に滞在）	バキューム車
Case 4	バキューム車	水道水（使用者に依頼）	バキューム車
Case 5	バキューム車	張り水持参（汚泥処理場処理水ほか）	バキューム車

図 3-4 浄化槽汚泥の収集・運搬方式

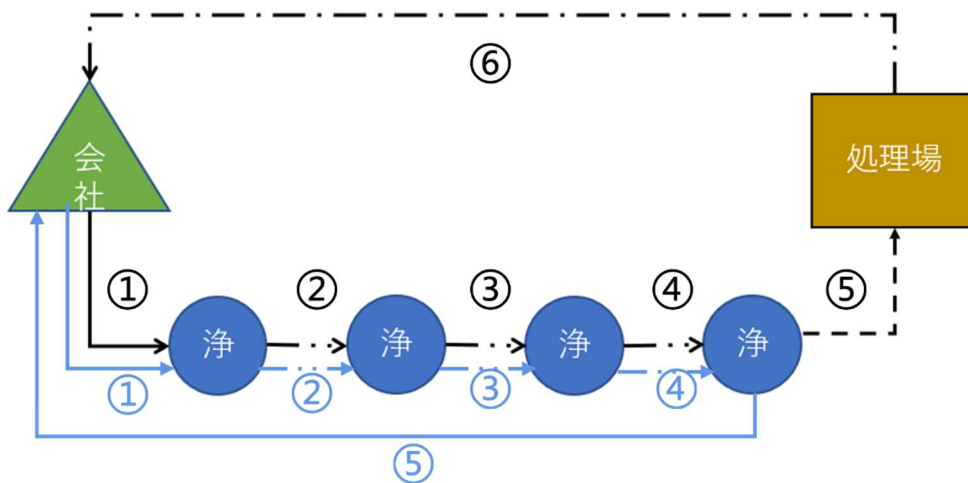
浄化槽汚泥の収集・運搬途中で清掃会社へ戻らずに休憩する場合を想定し、各 Case の収集・運搬ルートを図 3-5 に整理した。Case1 と Case2 では浄化槽汚泥を濃縮して運搬するため、浄化槽汚泥投入まで複数の浄化槽を清掃できる。濃縮車単独の収集・運搬方式では、濃縮車を利用して浄化槽内清掃すべき部分と洗浄水を濃縮車で引き抜き、中間水と洗浄水を反応タンクに吸込み、凝集剤を入れて、凝集反応した後濃縮汚泥を運搬する。分離液は張り水として浄化槽へ返送する。濃縮車と運搬車両併用の時には、運搬車で浄化槽中のスカムと堆積汚泥等の高濃度汚泥を引き抜き運搬する。濃縮車は中間水等の低濃度汚泥を凝集反応し、濃縮汚泥のみ運搬する。現場で浄化槽汚泥を濃縮し、分離液は張り水として浄化槽内に戻すことにより、水張りための清掃現場と処理場間の移動が要らないので、収集・運搬の走行距離と時間の短縮効果があると考えられる。バキューム車を用いて水道水を張り水として利用する場合（Case3 と Case4）、浄化槽 1 基の清掃を完了した後、収集した汚泥を処理施設に運搬・投入し、その後に次の浄化槽へ移動して、清掃を行う。これらの収集・運搬方式では、水道水で水張りを行うために、収集した汚泥を処理施設へ投入した後、次の浄化槽の清掃作業を開始できる。最後に、バキューム車を用いて張り水持参の場合（Case5）、処理施設の処理水を張り水として利用するため、浄化槽 1 基の清掃を完了し、汚泥を処理施設に投入した後、処理水を積載して清掃現場に再び戻り水張りを行う。水張り完了後には、次の浄化槽へ移動して清掃作業を開始する。この収集・運

搬方式では、水道水を張り水として利用するケースより、水資源を節約できるが、収集・運搬のルートが複雑となり、運搬走行距離もある程度延長となる。

濃縮車単独（Case1）の場合：



濃縮車とバキューム車併用の場合（Case2）の場合：



バキューム車の水道水で水張り（Case3 と Case4）の場合：

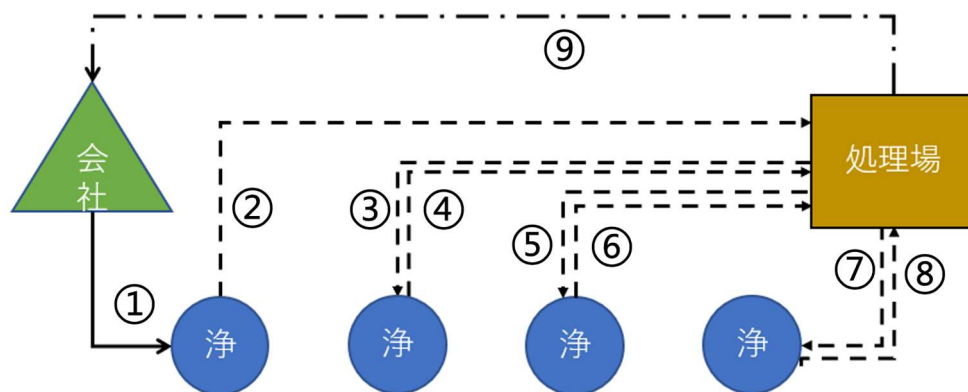


図 3-5 収集・運搬方式の運搬ルート（1）

バキューム車の張り水持参（Case 5）の場合：

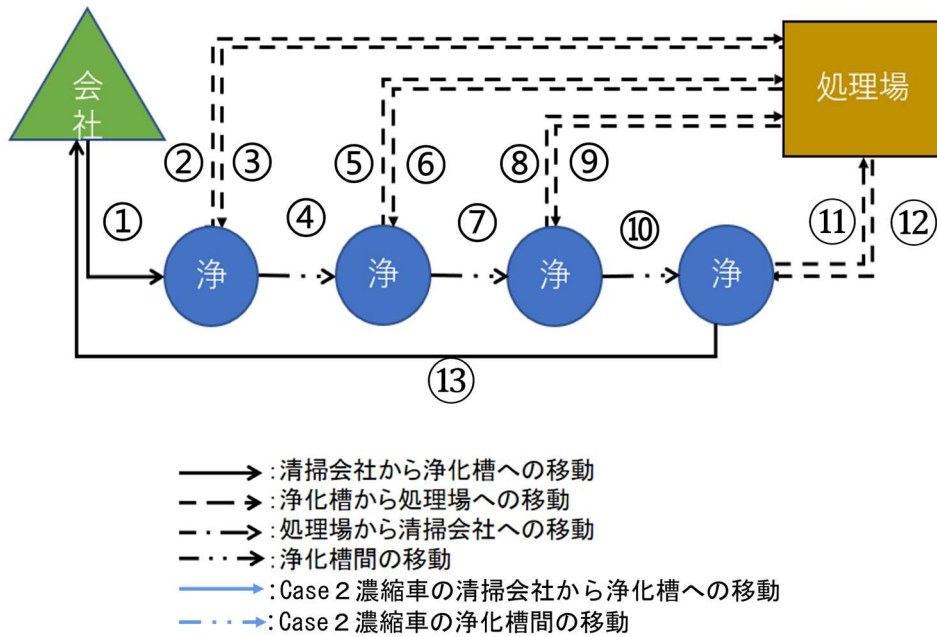


図 3-5 収集・運搬方式の運搬ルート（2）

1日清掃できる浄化槽基数は浄化槽1基当たりの清掃時間（汚泥発生量）と走行時間によって決められる。それは対象地域に設置した浄化槽の状況と清掃会社や浄化槽及び処理施設間の距離に直接関連している。つまり収集・運搬方式別にさらに具体的に検討する必要がある。

3.2.4. 浄化槽汚泥収集・運搬時間に関する計算式

図 3-5 に示した各ケースの浄化槽汚泥収集・運搬のルートにより、浄化槽汚泥収集・運搬時間に関する計算式を整理した。式 3.1、3.2、3.3、3.4、3.5 を利用して、各ケースの1日の浄化槽汚泥収集・運搬時間が算定できる。各式は浄化槽清掃時間と車輦走行距離時間で構成されている。各 Case の1日で清掃できる浄化槽数 A と各ケースの浄化槽1基あたりの清掃時間で1日浄化槽清掃時間を算定できる。車輦走行時間は地域特性を表すパラメータ（ T_a 、 T_b 、 T_c 、 T_d ）により算定できる。よって、浄化槽汚泥収集・運搬時間と1日で清掃できる浄化槽数を確定するためには、浄化槽1基あたりの清掃時間と地域特性を表すパラメータの把握が必要である。

$$T_{Case1,3,4} = A \times T_0 + T_a + T_b + T_c + (Y - 1) \times 2T_b + (A - Y) \times T_d \quad (式 3.1)$$

$$T_{Case2,C} = A \times T'_0 + 2T_a + (A - 1) \times T_d \quad (式 3.2)$$

$$T_{Case,Y} = A \times T'_0 + T_a + T_b + T_c + (Y - 1) \times 2T_b + (A - Y) \times T_d \quad (式 3.3)$$

$$T_{Case5} = A \times T_0 + 2T_a + 2YT_b + (Y - 1) \times T_d \quad (式 3.4)$$

$$Y = \left[\frac{A}{\alpha} \right] \quad (式 3.5)$$

ここで、

$T_{Case 1,3,4}$: Case1, 3, 4 の1日の清掃時間（時間/日）

$T_{Case2,C}$: Case2 の汚泥濃縮車の1日の作業時間（時間/日）

- $T_{Case2, V}$: Case2 のバキューム車の 1 日の作業時間 (時間/日)
- $T_{Case 5}$: Case5 の 1 日の清掃時間 (時間/日)
- A : 1 日に清掃する浄化槽基数 (基)
- Y : 1 日に車輛が汚泥処理施設へ汚泥を搬入する回数 (回/日)
- α : 車輛が連続して清掃可能な浄化槽基数 (基)
- T_0 : 浄化槽 1 基あたりの清掃時間 (時間/基)
- T_0' : 汚水処理車からバキューム車への汚泥の移送を含む浄化槽 1 基あたりの清掃時間 (時間/基)
- T_a : 浄化槽清掃会社と浄化槽間の移動時間 (時)
- T_b : 浄化槽と汚泥処理施設間の移動時間 (時)
- T_c : 汚泥処理施設と清掃会社間の移動時間 (時)
- T_d : 浄化槽間の移動時間 (時)

3.2.5. 浄化槽清掃時間原単位と 1 基当たりの清掃作業時間

浄化槽清掃時間の原単位は濱中の研究を参考に決定した。濱中はバキューム車と濃縮車を対象に、浄化槽汚泥の引き抜き量や水張り量及び投入汚泥量の回帰式を作り、浄化槽清掃に関わる原単位を推算した。バキューム車を利用して汚泥を引き抜く時、浄化槽汚泥当たりの時間は $8.6\text{min}/\text{m}^3$ である。それに対して、濃縮車による引き抜きの場合には、現場で凝集反応するため、浄化槽汚泥当たりの時間は $18.4\text{min}/\text{m}^3$ である。水張りについては、バキューム車と濃縮車両方向同じく張り水量当たりの時間は $3.9\text{min}/\text{m}^3$ である。汚泥投入については、濃縮車を利用する場合には、濃縮汚泥の粘度が上昇するため、投入汚泥量当たり $4.4\text{min}/\text{m}^3$ であり、バキューム車の $3.8\text{min}/\text{m}^3$ より、 $0.6\text{min}/\text{m}^3$ 増大する。¹⁰⁾ また、渡辺らの報告により、浄化槽清掃する前の準備と清掃完了後の片付けの時間は準備 $1.9\text{min}/\text{件}$ 、片付け $2.0\text{min}/\text{件}$ であった。¹¹⁾

表 3-2 浄化槽清掃時間原単位

単位 : min/m^3

	バキューム車	濃縮車単独	濃縮車とバキューム車併用	
			濃縮車	バキューム車
汚泥引き抜き	8.6	18.4	18.4	8.6
張り水	3.9	3.9	3.9	-
汚泥投入	3.8	4.4	4.4	
準備 (min/件)	1.9			
片付け (min/件)	2			

出典 : 浄化槽汚泥濃縮車を活用した浄化槽システムの高度化に関する研究¹⁰⁾

表 3-3 浄化槽汚泥および濃縮汚泥の性状

単位 : mg/L

	浄化槽汚泥性状 ¹²⁾	濃縮汚泥性状 ¹³⁾	濃縮倍率
BOD	7200	10000	4.5
COD	2500	10000	3.4
SS	3000	30000	4.5
T-N	540	2250	4.6
T-P	95	316	4.2

出典：汚泥再生処理センター等施設整備の計画・設計要領 2021 改訂版¹²⁾
 濃縮車比較実験 報告書データ¹³⁾

収集・運搬車両別の浄化槽当たりの清掃時間を確定するため、車両別の浄化槽清掃由来の汚泥量を確認する必要がある。特に濃縮車を用いた時には濃縮汚泥量と張り水としての返送水量を決める必要がある。そこで濃縮車を用いて汚泥処理施設に運搬された濃縮汚泥量を浄化槽汚泥の性状と濃縮汚泥の性状により推計する。浄化槽汚泥性状については、対象地域に設置した浄化槽が清掃され、かつ処理施設の容量が充分で浄化槽汚泥が浄化槽汚泥貯留槽内において均一化されていることと仮定する。

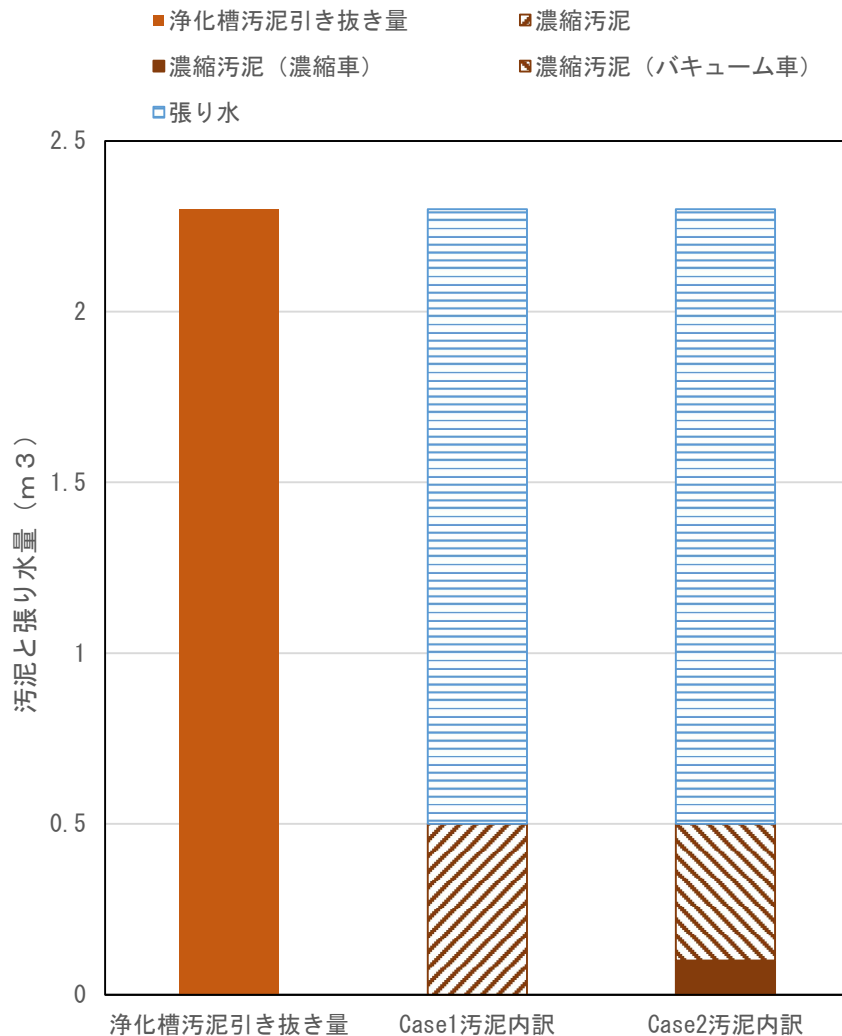


図 3-6 濃縮車導入による濃縮汚泥と張り水の内訳

また、浄化槽汚泥の性状は非超過率 50%値（中央値）を採用する。¹²⁾そして、濃縮車導入後の汚泥発生量削減効果は SS 濃度を基準として、表 3-3 に示す SS の濃縮倍率で計算する。5 人槽の合併浄化槽清掃由来の汚泥発生量が 2.3m³である場合には、濃縮車導入後の清掃由来の濃縮汚泥量は 0.5m³となる。また、濱中の研究により、浄化槽中のスカムと堆積汚泥量は運搬された濃縮汚泥量の 75%であり、濃縮車導入後の運搬汚泥量は図 3-6 に示すように、濃縮車単独の収集・運搬方式（Case1）の場合には、運搬された濃縮汚泥量が 0.5m³となり、残る 1.8m³が張り水として浄化槽へ返送される。それに対して、濃縮車と運搬車輛併用する場合（Case2）には、張り水としての返送水量が同じものの、濃縮汚泥の運搬量について、濃縮車は中間水等の低濃度汚泥のみ反応させ、分離・運搬するため、浄化槽 1 基当たり、濃縮車で運搬する濃縮汚泥量が 0.1（0.125）m³であり、残る部分はスカムと堆積汚泥として運搬車輛で引き抜き運搬する。その濃縮汚泥量は 0.4（0.375）m³となる。

表 3-5（1） 各ケースの 5 人槽浄化槽の 1 基当たりの清掃時間の内訳

項目	清掃方式と車輛	水/汚泥量 (m ³)	時間 (min)	
汚泥 引き 抜き	a. バキューム車	2.3	19.8	
	b. 濃縮車単独	0.5	42.4	
	濃縮車と 運搬車輛併用	c. 濃縮車	0.1	35.4
		d. 運搬車	0.4	3.3
		e. 合計	0.5	38.6
水 張り	f. バキューム車	2.3	9.0	
	g. 濃縮車単独	1.8	7.0	
	h. 濃縮車併用	1.8	7.0	
	i. 水道	2.3	66.3	
汚泥 投入	j. バキューム車	2.3	8.7	
	k. 濃縮車単独	0.5	2.2	
	l. 濃縮車併用	0.5	2.0	
m. 準備と片付け			3.9	

表 3-5（2） 各ケースの 5 人槽浄化槽の 1 基当たりの清掃時間

	Case1	Case2	Case3	Case4	Case5
時間構成	b+g+k+m	e+h+l+m	a+i+j+m	a+j+m	a+f+j+m
1 基当たりの清掃時間（h）	0.9	0.8	1.6	0.5	0.6
車輛作業時間（h）	0.9	0.8	0.5	0.5	0.6

a~m は表 3-5（1）に示す

さらに、表 3-2 に記述した浄化槽清掃時間原単位を用いて、例えば浄化槽 5 人槽を清掃する時の汚泥引き抜き、水張り、汚泥投入、準備と片付け時間を車輛別に算定する。なお、濃縮車と運搬車輛を併用する時に、濃縮車で汚泥引き抜き量はスカムと堆積汚泥以外のすべての汚泥であり、1.9 (1.925) m³として計算した。そして水道水を利用して水張りを行う場合には、5 人槽合併処理浄化槽の平均清掃時間から汚泥投入を除いて 1.5 h として、汚泥引き抜き時間や準備と片付け時間を引いて得られる 66.3min とした (表 3-5)。

5 人槽合併処理浄化槽に対する清掃時間は表 3-5 (2) に示すように、濃縮車単独の清掃方式 (Case1) では 0.9 h であり、濃縮車と運搬車輛併用の清掃方式 (Case2) は 0.8 h である。バキューム車を用いた清掃方式については、水道水を利用して現場に滞在の方式 (Case3) は 1.6 h が必要となる。一方、水道水の水張りを客依頼する方式 (Case4) は、一番短くて 0.5 h である。最後にバキューム車を用いて張り水持参の方式 (Case5) は、0.6 h である。そして、車輛作業時間から見ると、Case3 と Case4 の場合には、浄化槽汚泥の引き抜きと施設へ投入のみであるため、作業時間が短い。それに対して、Case5 の場合には、処理施設で積載した処理水で水張りを行うため、作業時間はやや増えた。濃縮車の場合には、現場で濃縮するため、バキューム車を用いた収集・運搬方式より作業時間は長くなる。特に Case1 の場合には、浄化槽汚泥全量を濃縮車で引き抜くため、1 基当たりの作業時間は約 0.9 h になる。

また、清掃方式別の 5 人槽合併処理浄化槽の 1 基当たりの清掃時間から、1 日で清掃可能な浄化槽数について求めて図 3-7 に示した。1 日の労働時間を 8 h とすると、1 日中の総走行時間が 0.3 h 以内の極端な場合には、Case4 で最大で 14 基まで清掃可能である。よく採用されている収集・運搬方式である Case1 は最大浄化槽 8 基、Case5 では最大 11 基まで清掃可能となる。

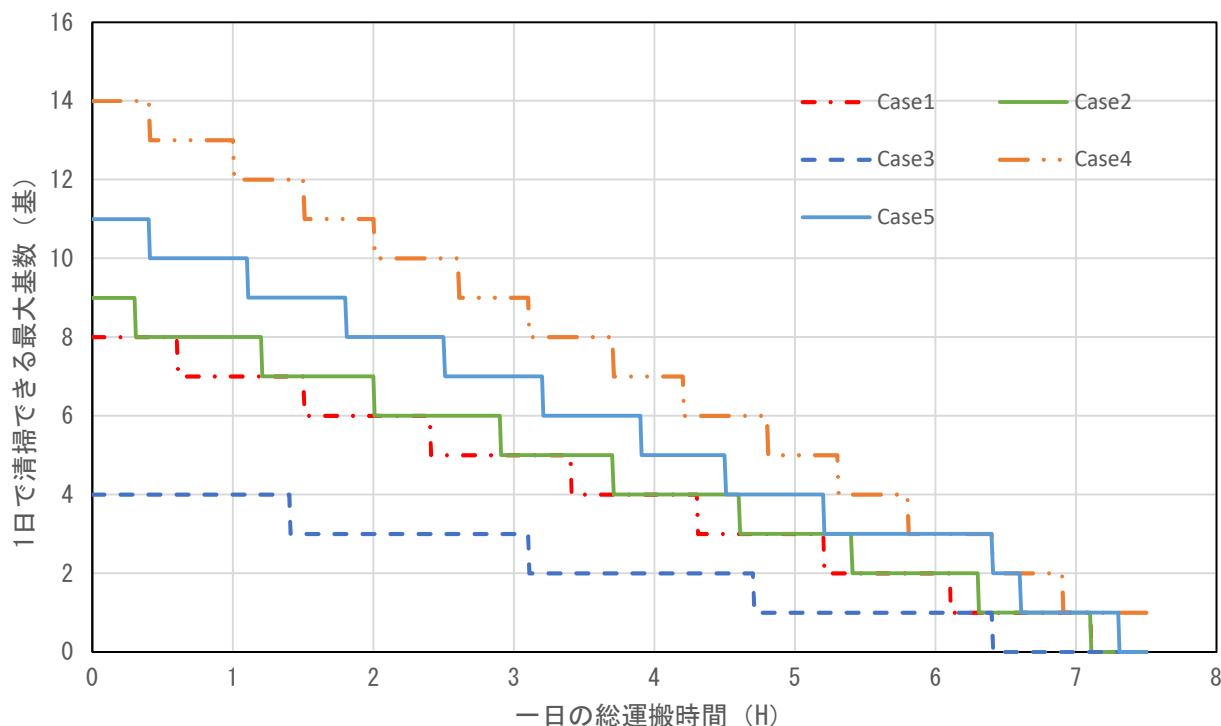


図 3-7 1 日の総運搬時間と各種収集・運搬方式の清掃できる最大基数

また、バキューム車はよく採用されている4t（容積3.6m³）を想定し、濃縮車の汚泥タンク容量は1.5m³と想定して、各Caseの収集・運搬車輛を用いて1回で清掃できる浄化槽基数を求めた結果を表3-6に示す。Case1では、濃縮汚泥量と濃縮車汚泥タンク容量の比は約0.33となり、1回で浄化槽3基まで清掃できる。Case2では運搬車輛を4tバキューム車と想定し、運搬する汚泥量を0.375m³とすると、バキューム車タンク容量の比が0.10を示し、1回で浄化槽を10基清掃できる。バキューム車を利用するCase3、4、5では、1基当たりの浄化槽清掃由来の汚泥発生量とバキューム車の容量の比は0.6となり、1回で浄化槽1基しか清掃できない。

表 3-6 車輛容積からみた連続して収集・運搬できる浄化槽数

	Case1	Case2	Case3	Case4	Case5
汚泥量とタンク容量の比	0.3	0.1	0.6	0.6	0.6
α : 1回で清掃できる浄化槽数	3	10	1	1	1

注：5人槽浄化槽汚泥発生量（2.3m³）、濃縮汚泥発生量（0.5m³）、バキューム車容積（3.6m³）、濃縮車容積（1.5m³）

3.2.6. 浄化槽汚泥収集・運搬モデルの構築

3.2.6.1. 対象地域の地域特性の設定

図3-8に示した対象地域（F県I市）において26日で清掃した浄化槽196基を対象とし、濃縮車にGPSを搭載して、清掃会社と浄化槽間距離（a）と走行時間（Ta）や浄化槽と処理施設間の距離（b）



図 3-8 対象地域の GIS の再現図¹⁴⁾

と走行時間 (Tb)、処理施設、清掃会社間の距離 (c) と走行時間 (Tc) 浄化槽間距離 (d) と走行時間 (Td) などの地域特性を表すパラメータに対して実測した。¹⁴⁾

表 3-7 対象地域の設定

浄化槽設置基数 (基)	196 (5人槽)		
浄化槽汚泥発生量 (m ³ /基)	2.3		
地域特性を表すパラメータ	GPS 値		設定値
清掃会社と浄化槽間の距離と走行時間	4.2km	0.2h	4km
浄化槽と処理施設間の距離と走行時間	6.3km	0.3h	6km
処理施設と清掃会社間の距離と走行時間	4.9km	0.2h	4km
浄化槽間の距離と走行時間	1.2km	0.1h	2km

実測値は表 3-7 に示すように、清掃会社、浄化槽、処理施設間の移動時間はそれぞれ 0.2h、0.3h、0.2h と 0.1h であり、清掃車両の平均速度は 20km/h を想定して、対象地域の清掃会社、浄化槽と処理施設間の距離を推定した。

また、1日 A 基の浄化槽の清掃にかかる時間を 8h 以内として式 3.1~3.5 を利用して、不等式を構築する。清掃会社、浄化槽、処理施設間の移動時間を不等式に代入して、各ケースの 1日清掃できる浄化槽数を算定した (表 3-8)。

表 3-8 各ケースの 1日に清掃できる浄化槽数

Case	1	2	3	4	5
A : 1日清掃できる浄化槽数 (基/日)	6	8	3	6	5

さらに、式 3.1~3.4 の中に移動時間を平均速度 20 km/h を用いて表す T_x を走行距離 S で表わし、清掃時間は走行距離に関係ないので T_c を削除して式 3.6~3.8 を求めた。これらの式を利用して、対象地域全 196 基の浄化槽汚泥を収集・運搬するための運搬走行距離を求めた結果を図 3-9 に示す。濃縮車単独で収集・運搬する方式 (Case1) の運搬走行距離が一番短く 1089 km である。バキューム車を利用して張り水持参の収集・運搬方式 (Case5) の場合には、処理水を積載して現場に戻り水張りが行われるため、運搬走行距離が一番長い 3044.81 km である。濃縮車と運搬車両併用の場合 (Case2) には、1日に清掃できる浄化槽数が一番多いが、2つの車両で運搬するため、Case1 より運搬走行距離が 17% 延長した。

GPS を利用して、対象地域浄化槽汚泥を濃縮車単独で収集・運搬した場合の走行距離を測った結果は 1029 km であり、計算モデルの結果の再現率は 106% である。構築した浄化槽汚泥収集・運搬モデルを用いて推定したバキューム車の収集・運搬走行距離はほぼ合っていると評価できる。

$$S_{Case\ 1,3,4} = a + b + c + (Y - 1) \times 2b + (A - Y) \times d \quad (\text{式 3.6})$$

$$S_{Case2} = [2a + (A - 1) \times d] + [a + b + c + (Y - 1) \times 2b + (A - Y) \times d] \quad (\text{式 3.7})$$

$$S_{Case5} = 2a + 2Yb + (Y - 1) \times d \quad (\text{式 3.8})$$

ここで、

$S_{Case\ 1,3,4}$: Case1, 3, 4 の 1日の運搬走行距離 (km/日)

S_{Case2} : Case2 の 1日の運搬走行距離 (km/日)

S_{Case5} : Case5 の 1日の運搬走行距離 (km/日)

A : 1日に清掃する浄化槽基数 (基)

Y : 1日に車両が汚泥処理施設へ汚泥を搬入する回数 (回/日)

- a* : 清掃会社と浄化槽間の距離 (km)
- b* : 処理施設と清掃会社間の距離 (km)
- c* : 浄化槽と処理施設間の距離 (km)
- d* : 浄化槽間の距離 (km)

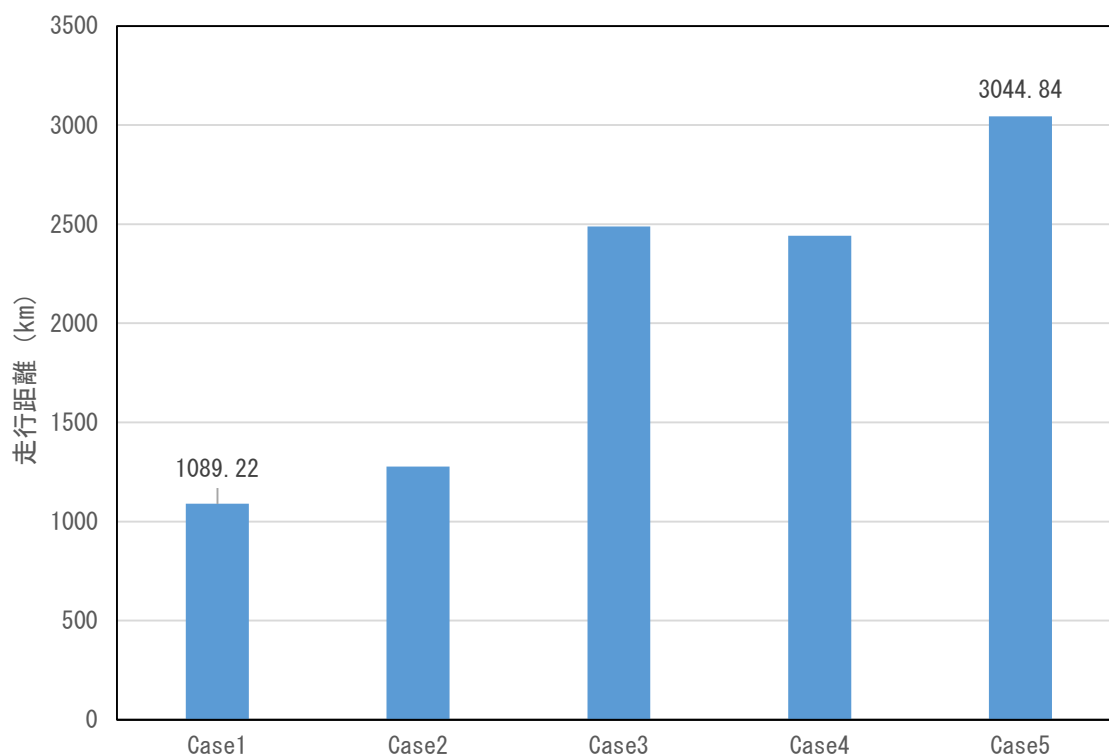


図 3-9 収集・運搬方式別の運搬走行距離

3.2.6.2. 収集・運搬に関連する CO₂ 排出係数と CO₂ 排出量

浄化槽汚泥収集・運搬に関連する CO₂ 排出要因は汚泥引き抜きと汚泥、張り水投入等の作業軽油や走行軽油と濃縮に使う凝集剤である。濃縮車に使う凝集剤は PAC として、作業時間当たりの軽油消費量と運搬走行距離当たりの軽油消費量又は収集汚泥当たりの凝集剤消費量は濱中の博士論文のデータ¹⁰⁾を参照する。軽油と凝集剤の CO₂ 排出係数は環境省データを利用する (表 3-8)。

表 3-8 収集・運搬に関連する CO₂ 排出係数

	バキューム車	濃縮車
走行の軽油消費量 (L/km)	0.19	0.2
作業の軽油消費量 (L/min)	0.0458	0.0421
凝集剤 (PAC) 使用量 (g/m ³)	-	21.8
軽油の CO ₂ 排出係数 (kg- CO ₂ /L)	2.489	
凝集剤の CO ₂ 排出係数 (t- CO ₂ /t)	0.41	

これらの係数を用いて各種の収集・運搬方式のCO₂排出量を算出した。濃縮車単独の収集・運搬方式（Case1）では濃縮車で浄化槽汚泥全量を引き抜くため、作業時間が濃縮車と運搬車輛併用の場合（Case2）より長く、CO₂排出量がやや増えるが、走行距離短縮により清掃事業全体のCO₂排出量がほぼ同じだった。バキューム車で張り水持参の収集・運搬方式（Case5）と比べて、約30%削減できる。バキューム車を利用する場合には停車作業の時間が短い、運搬走行距離が長くなる。作業単位時間当たり軽油消費量と運搬走行距離当たりの軽油消費量は4倍ぐらいの差があり、走行時の方が軽油消費しやすいため運搬走行距離が長いバキューム車の場合の軽油消費量が大きい傾向となっている。結果として、濃縮車による収集・運搬方式（Case1と2）のCO₂排出量がバキューム車による収集・運搬方式（Case3～5）より、CO₂排出量削減効果を示した。

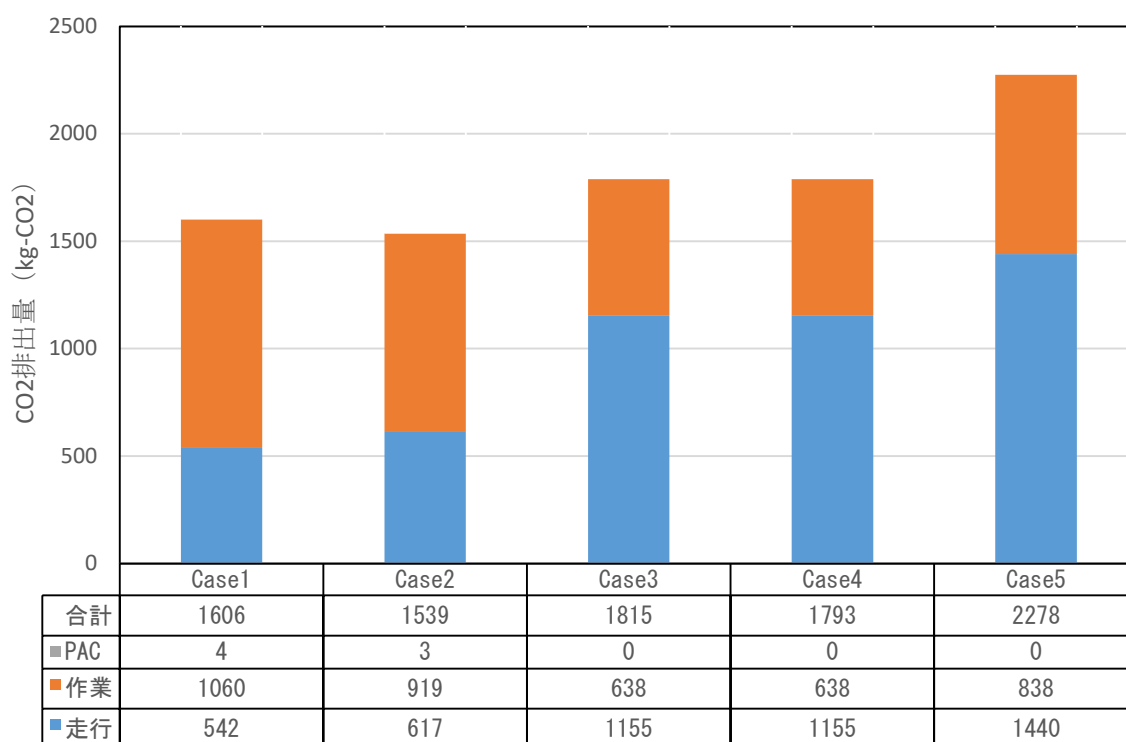


図 3-10 各種の収集・運搬方式のCO₂排出量

3.3. 浄化槽汚泥収集・運搬に対する人口減少の影響

近年、日本は人口減少という社会問題が深刻化している。この人口減少は浄化槽汚泥の収集・運搬に対しても影響を及ぼすと考えられる。特に人口減少による浄化槽基数の減少は浄化槽間の移動距離と時間の増大につながる。そこで、本節は人口減少による浄化槽基数減少が浄化槽汚泥の収集・運搬に及ぼす影響を検討する。前節と同じ浄化槽設置区域において、清掃会社と浄化槽間の移動距離や処理施設と浄化槽間の移動距離は変化しないこととし、浄化槽基数変化が浄化槽間の移動距離にのみ影響すると仮定して、検討を行う。

浄化槽設置区域は正方形に近似し、浄化槽数減少による設置区域の面積が変わらないことを前提として、浄化槽設置区域に格子状交通網を設定して、浄化槽は交通網の交差点（ノード）に設置することを仮定する。浄化槽間距離を確定するために対象地域浄化槽のコード付け、各浄化槽間距離をデータベースとして保存する。次にPCを利用して、図3-11のように、対象地域浄化槽を乱数で選択して、実際の浄化槽汚泥収集・運搬を模擬する。対象地域に浄化槽9基が設置されていると、濃縮車1回で清掃できる浄化槽数は3基（ $\alpha = 3$ ）であるときに、対象地域の浄化槽を清掃するため汚泥処理施設への汚泥投入は3回必要である。乱数で浄化槽の清掃順番を決めて毎回浄化槽清掃のための浄化槽間の移動距離や移動回数を記録して、浄化槽間距離係数を求める。求めた浄化槽間距離係数が収束するまで繰り返す。今回機械的に1000回繰り返して浄化槽間移動距離係数を求めた結果は図3-12に示す通り、浄化槽設置密度の増大と共に浄化槽間距離係数が減少している。

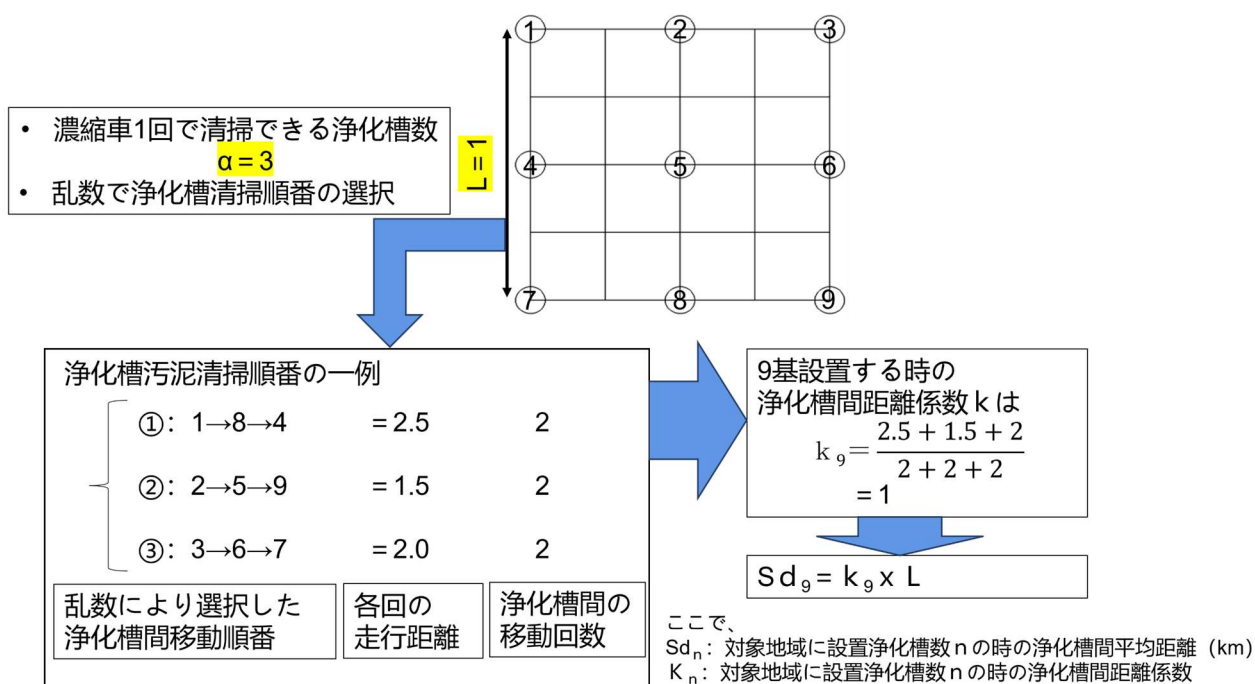
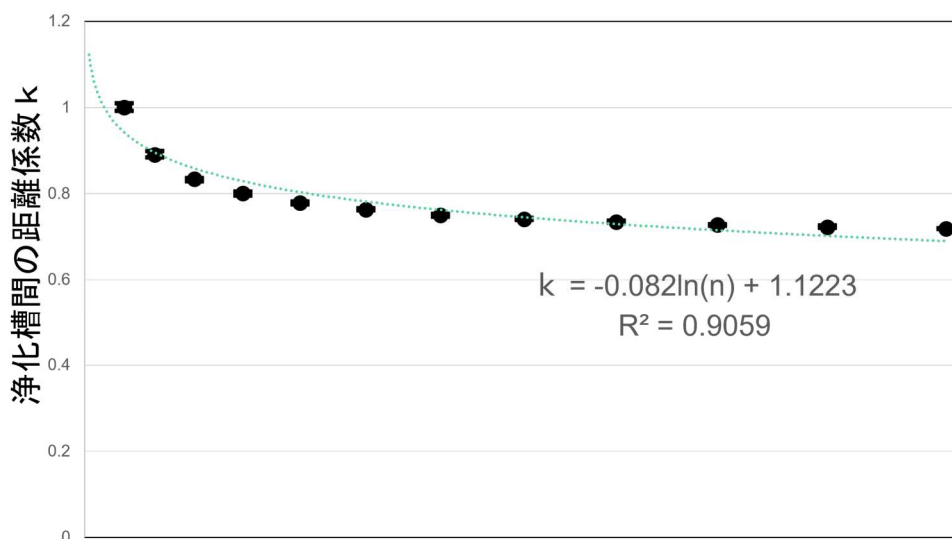


図 3-11 浄化槽間の移動距離の推計方法（一例）

検討ケース設定は、対象地域の浄化槽数 196 基（100%）から、90%、80%、70%、60%、50%までに減少とした。浄化槽間の移動距離と時間に対する影響を解析した上で、前述したモデルを利用して、浄化槽基数変化がバキューム車で張り水持参（Case5）と濃縮車単独（Case1）での1日の浄化槽汚泥の収集・運搬効率を解析する。さらに、CO₂ 排出量に対する評価を行う。

浄化槽整備区域の辺長 L は一定の区域内に浄化槽が図3-11のように平均分布しており、浄化槽間を移動する時格子の上のみ移動できると想定して、両浄化槽間の移動距離が一番短い距離を選んだ。浄化槽の増減と浄化槽間の移動距離と時間を解析するため、プログラムを作成した。

対象地域の浄化槽数減少を踏まえて浄化槽間の移動距離と時間、バキューム車と濃縮車を用いての1日に浄化槽汚泥収集・運搬する浄化槽基数に及ぼす影響を解析した結果を表3-9に示す。結果として、対象地域の浄化槽数量が半減したとしても、浄化槽間の平均移動距離と時間は対象地域の辺長が変わらないためほぼ変化しない。バキューム車と濃縮車を用いて1日に収集・運搬できる浄化槽数に対しても影響を及ぼさない。それを踏まえて、図3-13のように浄化槽数の減少にともなう浄化槽汚泥収集・運搬のCO₂ 排出量が減少する。浄化槽数が減少したとしても、地域特性は大きく変わらない限



対象地域浄化槽設置密度（基/km²）

図 3-12 浄化槽間距離係数と浄化槽設置密度の関係

り、濃縮車導入による浄化槽汚泥収集・運搬は、バキューム車と比べて CO₂ 排出量の削減効果が 3 割前後に維持される。浄化槽汚泥の収集・運搬総 CO₂ 排出量の削減率は浄化槽基数減少状況と同じ比率で削減している。それは地域特性が大きく変わらないため、浄化槽 1 基当たり清掃作業と運搬走行由来の CO₂ 排出量が同じためである。

表 3-9 浄化槽基数減少が 1 日に清掃できる浄化槽基数及び CO₂ 排出量に及ぼす影響

減少状況		0%	10%	20%	30%	40%	50%
浄化槽数（基）		196	177	157	138	118	98
浄化槽間の距離係数		0.69	0.70	0.71	0.72	0.73	0.75
浄化槽間平均時速（km/h）		20					
浄化槽間平均距離（km）		1.3	1.3	1.3	1.3	1.4	1.4
浄化槽間平均移動時間（h）		0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1
1 日清掃できる浄化槽数（基/日）	バキューム車	5	5	5	5	5	5
	濃縮車	6	6	6	6	6	6
*濃縮車の収集・運搬 CO ₂ 排出量削減率（%）		30.9	31.1	30.9	31.1	30.8	30.9
**収集・運搬 CO ₂ 総排出量削減率（%）		0	10	20	30	40	50

*濃縮車の収集・運搬 CO₂ 排出量削減率は、減少状況が同じ場合に濃縮車を利用する CO₂ 排出量とバキューム車を利用する CO₂ 排出量の比

**収集・運搬 CO₂ 総排出量削減率は、同じ収集・運搬方式において該当減少状況での CO₂ 排出量と減少状況 0%の CO₂ 排出量の比



減少状況：表 3-9 の減少状況と同じ

図 3-13 人口減少の浄化槽汚泥収集・運搬 CO₂ 排出量に及ぼす影響

3.4. 濃縮車導入による影響の地域特性を考慮した解析

3.4.1. 濃縮車導入の影響

濃縮車導入による対象地域の浄化槽汚泥収集・運搬に対する影響としては、事業全体の CO₂ 排出量に対しての影響と事業費用に対しての影響が重要である。CO₂ 排出量については運搬走行の軽油費用由来

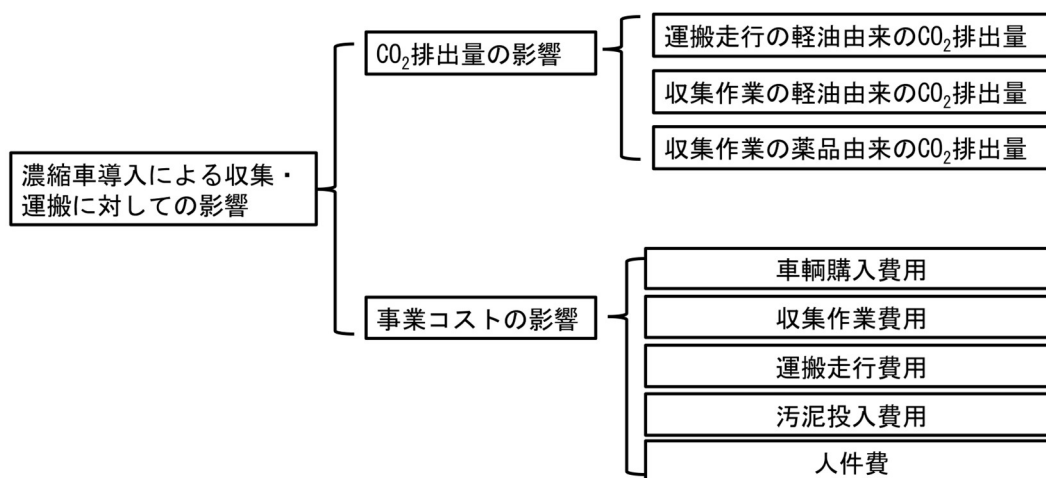


図 3-14 濃縮車導入による収集・運搬に対しての影響

のCO₂排出量、収集作業の軽油と濃縮車を用いた時に薬品由来のCO₂排出量で構成されている。事業費用については事業初期費用としての車両購入費用と浄化槽汚泥収集・運搬の収集作業、運搬走行と汚泥投入、および人件費で構成されている。

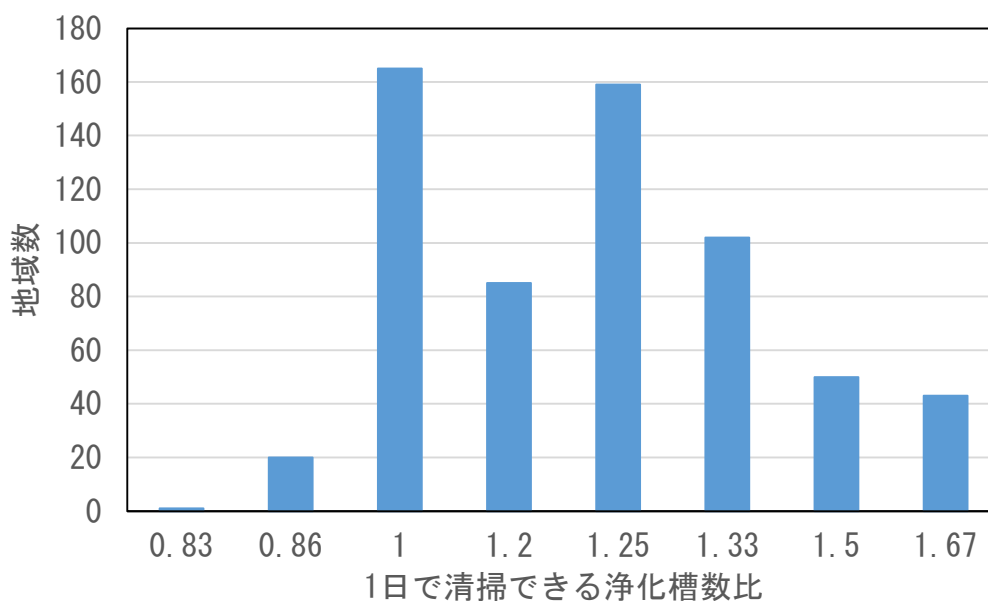
3.4.2. 解析方法

濃縮車導入による影響を地域特性を考慮して解析するため、対象区域の地域特性を表す Ta、Tb、Tc とTd をそれぞれを 0.1~0.5h (0.1h刻み) で変化させた 625 地域を作成する。このような 625 地域において構築したモデルを用いて濃縮車とバキューム車を利用する時の 1 日に清掃できる浄化槽数と、平均速度は 20km/h と設定して運搬走行距離を算定した上で、濃縮車とバキューム車張り水持参方式のCO₂排出量を比較しながら地域特性を考慮したCO₂排出量削減効果の評価を行った。

事業費用についても、同じく 625 地域で検討するが、車両購入費用のような初期費用があるために対象地域の浄化槽数を 1 日で収集・運搬できる浄化槽数の少ない車両により 365 日で清掃できる浄化槽数を設定し、その基数を清掃する場合について比較した。例えば濃縮車を用いて 1 日に清掃できる浄化槽数がバキューム車よりも多くなる時は、対象地域の浄化槽設置基数はバキューム車が 1 日清掃できる浄化槽数に 365 日をかけて算出する。それらの浄化槽を対象として車両購入費用を含めて車両耐用年数 (7 年) までの濃縮車とバキューム車の事業費用を算定して、濃縮車導入後の事業費用節約効果に対して評価を行った。

3.4.3. 解析結果

625 地域において構築したモデルを用いて濃縮車とバキューム車でそれぞれ 1 日に収集・運搬できる浄化槽数を算定した結果として走行時間が一番短い地域 (Ta、Tb、Tc とTd は全部 0.1h) において濃



注：1 日で清掃できる浄化槽数比＝

濃縮車 1 日清掃できる浄化槽数 / バキューム車 1 日清掃できる浄化槽数

図 3-14 1 日で清掃できる浄化槽数比に及ぼす地域特性の影響

縮車とバキューム車浄化槽7基を清掃できることが分かった。図3-14に示すように1日で清掃できる浄化槽数比（濃縮車が1日で清掃できる浄化槽数とバキューム車が1日で清掃できる浄化槽数の比）が1より多い、つまり濃縮車を用いて1日に清掃できる浄化槽数がバキューム車により1日で清掃できる浄化槽数より多い地域数は439地域であり、検討した地域総数の7割以上占めている。

それに対して、1日で清掃できる浄化槽数比が1以下の地域は対象地域総数の3%であった。それは濃縮車単独の浄化槽浄化槽1基当たりの清掃時間がバキューム車の張り水持参方式より0.3h長くなるため、同じ数量の浄化槽を清掃完了した後に、バキューム車利用で節約された清掃時間が図3-15に示す通り、浄化槽間を1回移動し、浄化槽1基清掃と浄化槽汚泥投入と水張りための浄化槽と処理施設間往復の移動時間以下の時である。よって、浄化槽と処理施設間の距離が極めて短いことが必須となる。本検討では浄化槽と処理施設間の移動時間は0.1h、距離が2kmのみの時に1日で清掃できる浄化槽数比が1以下の数字が現れた。ただし、実際に処理施設周辺2kmの範囲内に住宅が設置されることはほとんどない。

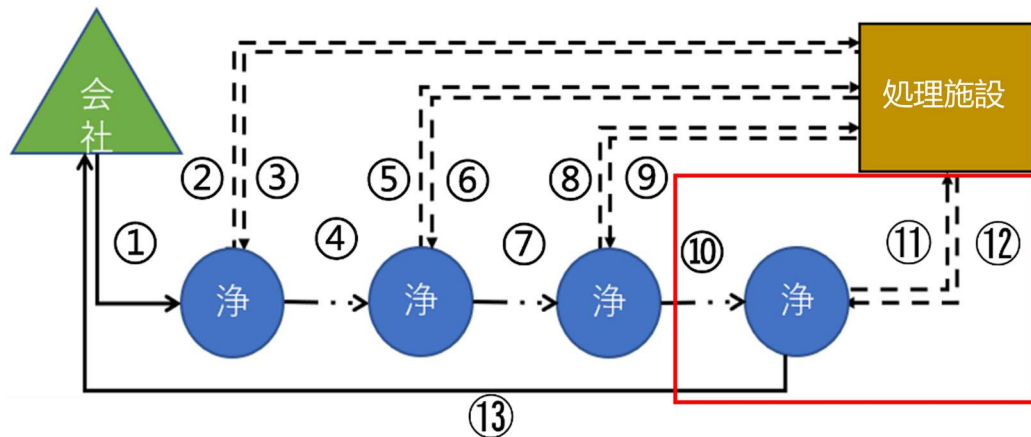


図3-15 1日で清掃できる浄化槽数比1以下の時の動き方

3.4.4. 濃縮車導入後の CO₂ 排出量削減効果

構築したモデルを利用して浄化槽汚泥の収集・運搬由来の CO₂ 排出量削減効果に対する解析結果は図 3-16 に示す。CO₂ 排出量削減率は全ての地域でプラスとなり、1 日で清掃できる浄化槽数比が 1 未満の場合でも濃縮車を使用する効果が認められた。また、CO₂ 排出量削減率は 1 日で清掃できる浄化槽数比の増大に伴い増加し、最大 50% 程度の効果が期待できることがわかった。濃縮車導入による浄化槽汚泥収集・運搬に対して、CO₂ 排出量削減効果があることを示唆された。それは濃縮車導入により運搬走行距離を短縮でき、それ由来の CO₂ 排出量を削減できるからである。また、1 日で清掃できる浄化槽数比が 1 の時に平均 CO₂ 排出量削減率範囲は表 3-10 に示す通り、1 日で清掃できる浄化槽数が少ないほど平均 CO₂ 排出量削減率は高くなる。その原因は 1 日で清掃できる浄化槽数が少ない時に 1 日の運搬走行時間が長いので、濃縮車導入による運搬走行距離削減効果が発揮されることが原因である。

表 3-10 1 日で清掃できる浄化槽数比が 1 の時の平均 CO₂ 排出量削減率

濃縮車 A1	バキューム車 A5	平均 CO ₂ 排出量削減率 (%)
4	4	26.4 (19.2~32.9)
5	5	18.5 (8.6~29.9)
6	6	16.8 (15.5~39.3)
7	7	17.8 (10.4~23.3)

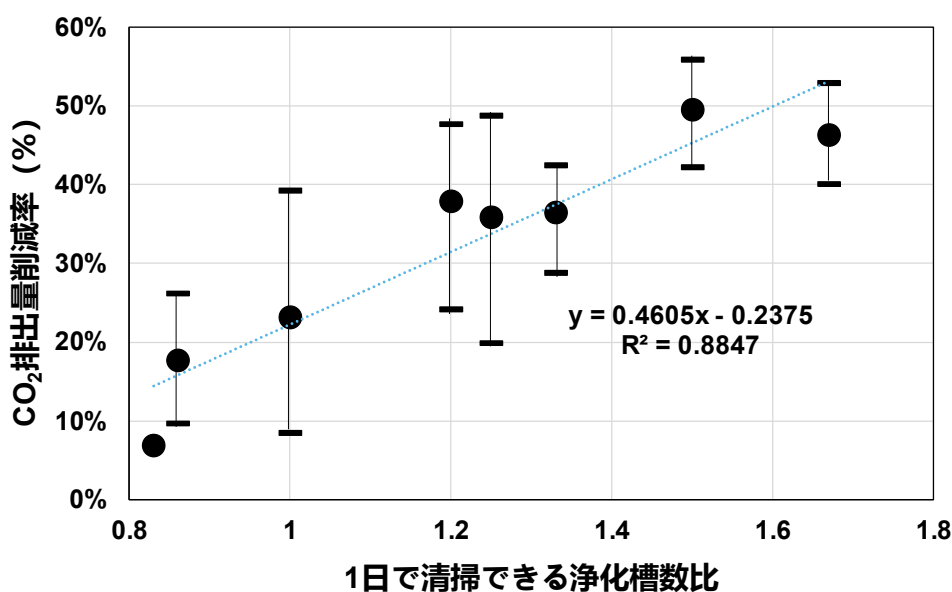


図 3-16 濃縮車導入の CO₂ 排出量削減効果

3.4.5. 濃縮車導入後の清掃事業費用削減効果

表 3-11 浄化槽清掃費用原単位

項目	費用原単位
人件費 (千円/人・d)	9.6
PAC (千円/kg)	1.8
軽油費用 (千円/L)	0.149
汚泥投入費用 (千円/kL)	0.67
バキューム車購入費用 (千円/台)	7000
濃縮車購入費用 (千円/台)	15000

浄化槽汚泥収集・運搬にかかる費用は、車輛購入費用以外に汚泥処理のための投入費用、運搬走行の軽油費用、清掃作業のための軽油費用、人件費、および濃縮車を利用する時の凝集剤費用で構成されている。費用原単位は表 3-11 に示す通り、濃縮車の購入費用がバキューム車の 2 倍であり、車輛価格はバキューム車 7000 千円で、濃縮車 15000 千円¹⁰⁾と設定した。耐用年数は同じく 7 年とする。本節では、濃縮車導

入の阻害要因の一つである購入費用を踏まえて、濃縮車導入による対象地域浄化槽汚泥収集・運搬事業全体のコスト変化を算出する。人件費については、求人ボックス (2023 年 7 月 5 日) で公表した浄化槽管理士の平均年収 (349 万円/人・年) を採用し、人件費は約 9.6 千円/人・日とした。バキューム車を用いて浄化槽汚泥収集・運搬を行う時、バキューム車運転手 1 名及び作業員 1 名¹⁵⁾であるため、一日バキューム車 1 車当たり、人件費は 19.1 千円/日になる。軽油単価は、経済産業省が 2023 年 6 月 14 日公表したデータ¹⁶⁾を参照し、凝集剤 (PAC) 費用は 1800 円/kg として計算した。さらに、汚泥処理施設への投入費用については 670 円/m³とする。¹⁰⁾

濃縮車導入による事業費用節約効果の算定方法としては、表 3-12 に示すように、構築したモデルを利用して対象地域の濃縮車とバキューム車の 1 日に清掃できる浄化槽数を推定する。算定例の対象地域 A では濃縮車単独清掃方式では 1 日浄化槽 4 基清掃できる。それに対して、バキューム車を利用する場合には 1 日 3 基清掃できる。前述の地域設定方法により、濃縮車とバキューム車両方とも対象地域に設置した浄化槽を 1 年以内に清掃できるため、地域 A の浄化槽設置基数はバキューム車が 1 日に清掃できる浄化槽数を基準として設定した。それにより、濃縮車を利用すると 274 日が必要である。年間人件費 (⑤) は必要日数により算定する。車輛購入費用以外の全ての費用は 7 年間分を算定して、

表 3-12 事業費用節約効果の試算例

収集・運搬方式	地域A	
	Case1 濃縮車単独	Case5 バキューム車張水持参
1日で清掃できる基数 (基)	4	3
清掃対象浄化槽数 (基)	1095	
必要清掃日数 (日)	274	365
①車輛購入費用 (千円/台)	15000	7000
②走行軽油費用 (千円/年)	652	1138
③作業軽油費用 (千円/年)	355	281
④作業薬品費用 (千円/年)	41	0
⑤人件費 (千円/年) (働く日により算定)	5233	6972
⑥投入費用 (千円/年)	371	1687
⑦車輛耐用年数 (7年) までの総費用 (千円) ⑦=①+7×(②+③+④+⑤+⑥)	61563	77545
車輛耐用年数 (7年) までの節約費用 (千円) Case5⑦-Case1⑦	15982	

その累積額と車両購入費用の合計が車両耐用年数までの総費用である。濃縮車導入の事業費用節約効果は、濃縮車の車両耐用年数までの総費用からバキューム車の車両耐用年数までの総費用を引いて計算する。

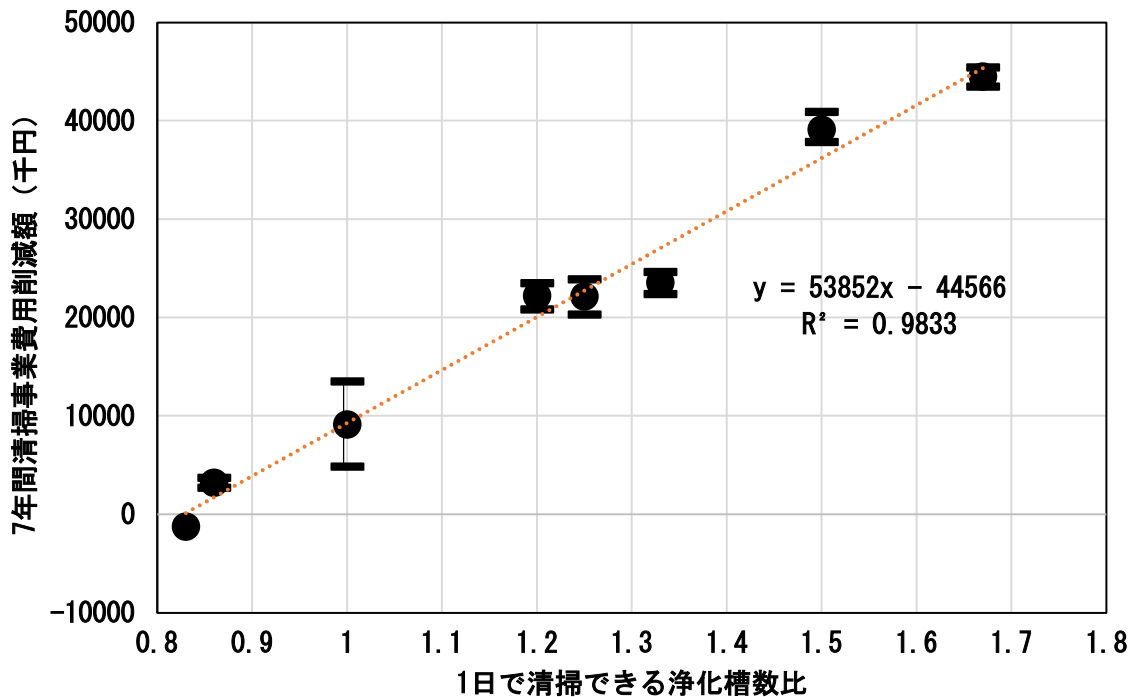


図 3-17 濃縮車導入の事業費用節約効果

濃縮車を用いて車両耐用年数までの浄化槽汚泥に対しての収集・運搬費用節約効果（削減額）を計算した結果を図 3-17 に示す。節約結果は 1 日で清掃できる浄化槽数比の増大と共に増加する。その削減額の範囲は 4876 千円から 45434 千円となっている。結果から見ると濃縮車を活用することで、どのような地域においても事業費用節約が可能となる。

3.5. まとめ

本章ではゴミ収集モデルを参考に、浄化槽汚泥収集・運搬モデルを構築した。このモデルを利用して、人口減少による浄化槽汚泥収集・運搬由来の CO₂ 排出量に対しての影響や異なる地域特性を考慮した濃縮車導入による浄化槽汚泥収集・運搬の CO₂ 排出量削減効果と事業費用節約効果に対しての解析を行った。

人口減少に伴う浄化槽設置基数削減は、地域特性が大きく変わらない場合には濃縮車導入による CO₂ 排出量削減効果にも影響を及ぼさない。

地域特性を考慮した濃縮車導入の影響の解析を行い、濃縮車の収集・運搬効率の高い地域は全体の 70.3% を占める可能性が示唆された。濃縮車導入により 1 日に清掃できる浄化槽数が増加する。また浄化槽への変更による清掃効率低下によって浄化槽を年 1 回清掃できない状況の改善にもつながると考えられる。

濃縮車導入の阻害要因の一つは、購入費用である。本研究では、異なる特性を持つ地域を対象とした濃縮車導入の事業費用節約効果に対しての解析を行った結果、地域特性に関わらず濃縮車導入により、概ね事業費用を削減できることが明らかになった。

【第二章参考文献】

- 1) 環境省環境再生・資源循環局 廃棄物適正処理推進課. 日本の廃棄物処理 令和3年度版.
<https://www.env.go.jp/recycle//waste_tech/ippan/r3/data/disposal.pdf>. (参照 2024-2-20) .
- 2) 環境省. 公共浄化槽整備・運営マニュアル.
<https://www.env.go.jp/recycle/jokaso/publicity/event/pdf/20230322_gidai02.pdf>. (参照 2024-2-20) .
- 3) 環境省. 単独処理浄化槽から合併処理浄化槽へ.
<<https://www.env.go.jp/recycle/jokaso/publicity/pamph/pamph201011.html>>. (参照 2024-2-20)
- 4) 環境省浄化槽サイト. 維持管理費用に対する補助状況(平成20年末まで). 2008.
- 5) 藤吉 秀昭, 鈴木 均, 野村 寛. ごみ収集運搬効率に影響する要因のシミュレーション・モデルによる考察. 「日環セ所報」. 1987, NO. 14, pp. 64-71.
- 6) 国安 克彦, 小川 浩, 楊 新泌, 仁木 圭三, 大森 英昭. 小型合併処理浄化槽の清掃汚泥量に影響を及ぼす因子. 「浄化槽研究」. 1997, Vol. 9, No. 2, p11-20.
- 7) フジクリーン工業株式会社 HP. 維持管理要領書-フジクリーン CRX II 型-. pp. 34-36.
- 8) 日本環境教育整備センター. 浄化槽管理士講習テキスト 浄化槽の維持管理. 2015, p. 350.)
- 9) Takehiko Ogawa, Masaharu Tadokoro, Shigeru Ohno. The Quantity and Quality of Waste Excess Sludge through Cleaning Discharged from Small-scale On-site Domestic Wastewater Treatment System. 「廃棄物学会論文誌」. 1995, Vol. 6, pp. 252-258.
- 10) 濱中 俊輔. 浄化槽汚泥濃縮車を活用した浄化槽システムの高度化に関する研究. 博士論文. 2013.
- 11) 渡辺 孝雄, 根本 正, 山川 敏幸. 浄化槽の清掃作業原単位に関する検討. 「浄化槽研究」. 2002, Vol. 14, No. 1, pp. 15-24.
- 12) 全国都市清掃会議. 『汚泥再生処理センター等施設整備の計画・設計要領』. 2021 改訂版. 2022, pp. 82.
- 13) 日本環境教育整備センター. 濃縮車比較実験 報告書データ. 2002.
- 14) 濱中 俊輔: 汚泥濃縮車を活用した浄化槽汚泥の収集・運搬・処理過程における環境負荷削減効果の網羅的解析および最適活用方法の提案、環境研究総合推進費(中間成果、未発表)、2021年度～2023年度
- 15) 国土交通省 水管理・国道保全局 下水道部: 下水汚泥広域利活用検討マニュアル 資料編、2019年3月(2019)
- 16) 経済産業省 資源エネルギー庁: 給油所小売価格調査(ガソリン、軽油、灯油)6月14日結果概要版(2023)

第四章 汚泥濃縮車導入による既存汚泥処理施設のCO₂削減効果

4.1.はじめに

し尿処理施設は環境を保全するために、市町村が設置・管理する施設として従来からし尿と浄化槽汚泥を処理している。循環型社会形成推進基本法を策定して以来、し尿処理施設の処理能力だけでなく、資源回収などの能力も期待されている。し尿と浄化槽汚泥以外に、生ゴミも投入し、処理かつ資源回収できるよう、汚泥再生処理センターの性能指針が策定された。汚泥再生処理センターは図 4-1¹⁾に示すようにし尿と浄化槽汚泥を受け入れて、処理する。し尿と浄化槽汚泥の生物処理由来の余剰汚泥は生ゴミと混合して、メタン発酵などの資源化設備に投入して、資源回収できる施設である。浄化槽の普及が急速に進んで、施設に搬入される浄化槽汚泥量がし尿量より上回る例が普遍化している。浄化槽汚泥はし尿と比較して濃度が低く性状の変動も大きいため、主（水）処理方式が高負荷脱窒素処理方式や膜分離高負荷脱窒素処理方式の場合に、浄化槽汚泥混入比の増大と共に、主（水）処理設備への流入性状を安定化させるため、浄化槽汚泥の受付入れ設備の後に凝集分離設備を設置する例もある。¹⁾

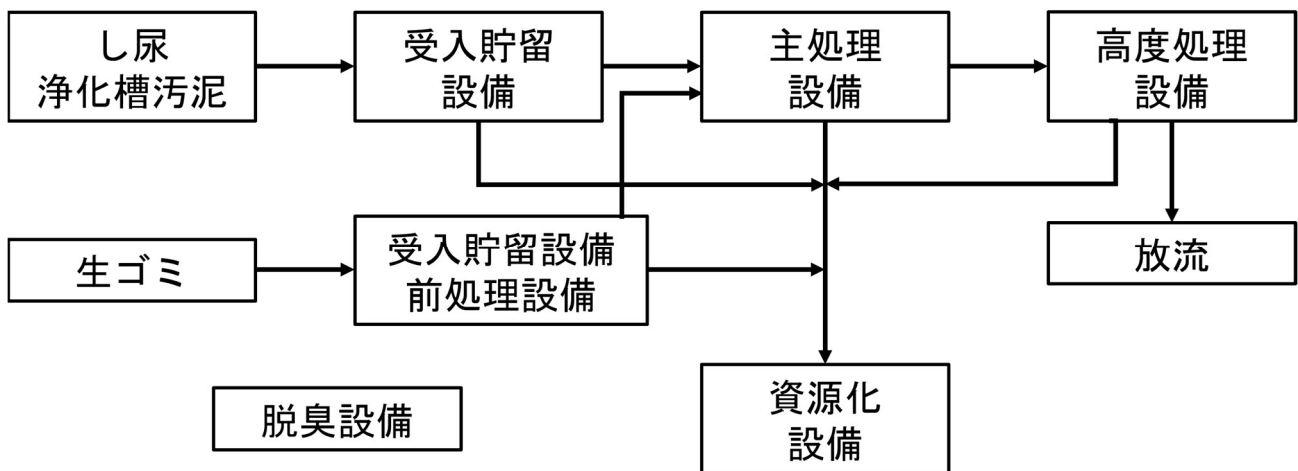


図 4-1 汚泥再生処理センターの処理フロー

出典：汚泥再生処理センター等施設整備の計画・設計要領 2021 改訂版¹⁾

日本は、2013 年に脱炭素化宣言を出した。この脱炭素化宣言により、2030 年までに CO₂ 排出量を半減し、2050 年実質ゼロという目標を決めた。²⁾ 2050 年のカーボンニュートラルを実現するため、生活排水処理中のし尿と浄化槽汚泥を処理するシステムの重要な一環として、し尿処理施設及び汚泥再生処理センターにおいてのし尿と浄化槽汚泥処理のエネルギー消費量削減や汚泥再生処理センターによる回収エネルギー量の増加が期待されている。近年では、汲み取りし尿タンクから合併処理浄化槽への変更により、収集・運搬由来の汚泥量が3倍以上増大することにより、³⁾ し尿処理施設及び汚泥再生処理センターの水量負荷増大による燃料消費量などのエネルギー消費量も増えている。さらに、受け入れ制限などの状況にもなる。これらの問題を改善するために、清掃現場で浄化槽汚泥を濃縮して、分離した水量分を浄化槽に戻し、高濃度汚泥のみを処理施設に投入する方法がある。この方法により、

処理施設の水量負荷が削減され、加温槽の燃料使用量も節約できることが報告された。^{4) 5)} さらに、汚泥濃縮するため施設の規模が縮小でき、建設と維持管理由来のCO₂排出量も削減できると考えられる。

また、松井らの研究によりし尿処理施設及び汚泥再生処理センターに対するLCA分析を通して、し尿処理施設及び汚泥再生処理センターの建設、運転、機器更新と廃棄の中で運転中のエネルギー消費量が一番高いことが分かった⁶⁾、さらに処理施設運転中のエネルギー消費量の内訳から見ると、処理するために必要な攪拌やばっ気の電気消費量が運転中のエネルギー消費量全体の70%以上を占めていることが分かった。⁷⁾ ただし、汚泥再生処理センターの運転中での各工程の電気消費量に対する検討はまだ行われていない。また、濃縮車導入による汚泥再生処理センターの省エネルギーに対する検討が行われた結果として、電気消費量削減などの効果が報告された。しかし、既存施設では濃縮車導入後、処理施設まで運搬した濃縮汚泥を14000mg/L前後に希釈する必要があり、既存の水処理技術や資源化技術は浄化槽濃縮汚泥の性状に適した設計とはなっていないと考えられる。今後老朽化したし尿処理施設の更新する時に、カーボンニュートラルを実現するために、し尿と浄化槽汚泥を対象としての省エネルギーの処理方式への変更が必要である。

そこで、本章では、既存処理施設の運転実績データを収集・整理・解析した上で、既存処理施設の電気消費量計算システムを構築する。構築した電気消費量計算システムの検証として、既存処理施設の稼働時間実績と搬入汚泥量実績をシミュレーション条件として電気消費量計算システムに代入し、既存処理施設の電気消費量実績に対する再現率を確かめる。その後、電気消費量計算システムを利用して既存処理施設への濃縮汚泥投入後のCO₂排出量削減効果に対して解析を行う。

4.2. 既存処理施設のデータの収集・整理と電気消費量計算システムの構築

4.2.1. 既存処理施設の運転実績データの収集・整理・分析

老朽化したし尿処理施設を更新する時に、カーボンニュートラルを実現するために、浄化槽汚泥を対象とした処理の省エネルギー化が必要である。本研究ではF県D市、K県のし尿処理施設と汚泥再生処理センター3ヶ所を対象として、施設の機械設備や運転状況などのデータを収集・整理を行う。また、各機械設備を図4-2に示すように、受入・貯留設備や凝集・分離設備、水処理設備、高度処理設備、消毒放流設備、汚泥処理設備、脱臭設備などの所属設備に整理して、設備分類コードを付けて、各設備の電気消費量を算定する。

対象施設は膜分離高負荷脱窒素処理方式と標準脱窒素処理方式を採用している。機械設備は図4-3のように整理して、各設備の電気消費量に対して解析を行った。図4-3に示すように、膜分離高負荷脱窒素処理方式を採用している施設A（計画処理量85m³）と施設B（計画処理量36m³）の場合には、水処理設備が施設全体の電気消費量の6割以上を占めている。それに対して標準脱窒素処理方式採用している施設C（26m³）では水処理設備が電気消費量の8割以上となっている。

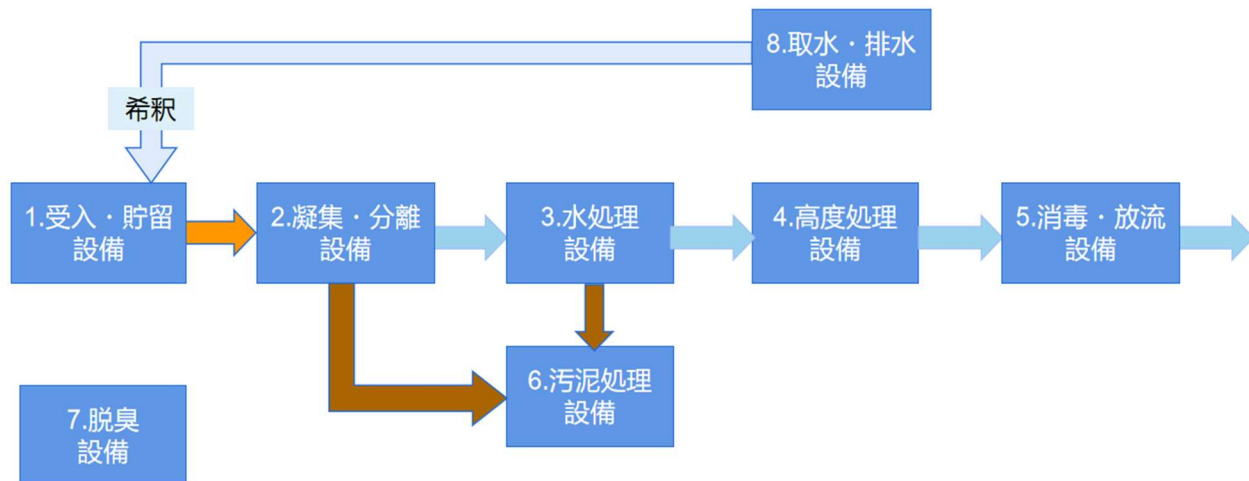


図 4-2 既存施設の検討対象フロー

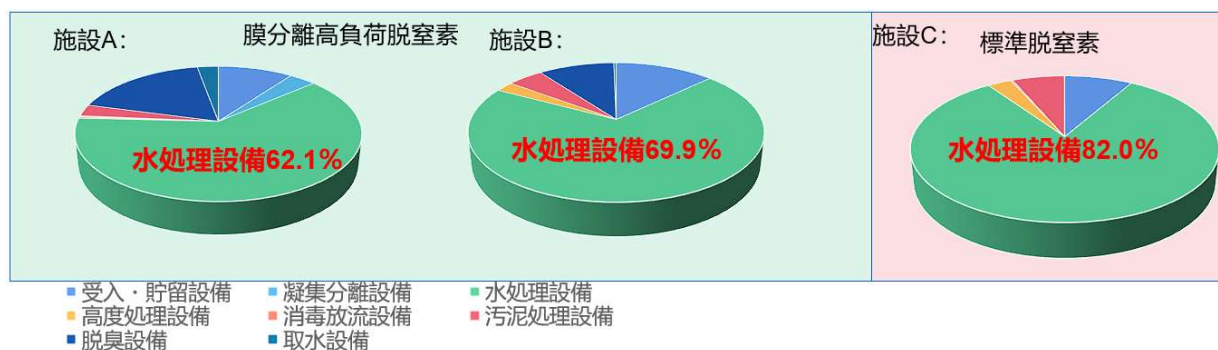


図 4-3 既存施設各設備の電気消費量状況

そこで、汚泥再生処理センターの脱炭素化を実現するため、水処理設備の電気消費量の削減が必要であると考えられる。

4.2.2. 既存処理施設の電気消費量計算システムの構築

既存処理施設の電気消費量計算システムの構築については、既存施設の設計図や処理フローを参照し、加えて設計図書内に記載された機械設備の定格出力を把握したうえで、ポンプ流量、ブロワーのばっ気量や汚泥脱水機とスクリーンなどの稼働時間は水と汚泥の流量により決めるよう設備の処理能力を把握する。脱臭ファンなどの設備は処理方針により通年稼働として計算する。

既存処理施設の電気消費量を計算する時に、電気技術解説講座で挙げられた式を利用する（式 4.1）⁸⁾。地球環境保護や温暖化防止を目指して、エネルギー消費量の抑制・削減のため、1979年に「エネルギーの使用の合理化に関する法律」が制定され、1999年の改正により、エネルギー消費効率の向上と

普及促進を目的として「トップランナー方式」が導入された。現在は IE3 基準が普及したが既存処理施設の建設時期を考慮して今回、機械設備は IE2 基準を採用する。定格出力 0.4 kW 以下の機械設備の効率は 0.7 とする。⁹⁾ 負荷率は平均必要電力と最大必要電力で計算⁸⁾ しているので、機械設備それぞれの負荷率が異なると考えられる。本研究では全機械設備の負荷率は 75% として計算する。

$$\text{電気消費量} = \frac{\text{機械設備の定格出力} \times \text{設備稼働時間}}{\text{機械設備の効率}} \times \text{負荷率} \quad (\text{式 4.1})$$

電気消費量計算システムは図 4-4 に示す通り、搬入汚泥量と汚泥性状を入力して、処理に必要な機器の稼働時間を計算する。汚泥処理設備への投入汚泥量は搬入汚泥の SS 量によって決められる。施設 A の実績により、汚泥処理設備への投入汚泥量係数が $0.04\text{m}^3/\text{kg-SS}$ であり¹⁰⁾、また、窒素硝化速度に

1. 入力（汚泥性状， 汚泥量）

		希釈汚泥量	
搬入量 (kℓ)	し尿	19.3	19.3
	浄化槽汚泥	17.3	69.11
	浄化槽濃縮汚泥	28.1	
	合計	64.7	
希釈後SS濃度mg/L		14000	

2. 計算（処理に必要な機器の稼働状況を推定）

機械設備			稼働時間 (h)	IE2 効率	負荷率	電気消費量 (kWh)
設備分類コード	設備名	出力 (kW)				
1	し尿破砕ポンプ	15	1.7	0.906	0.75	21.1
1	浄化槽汚泥破砕ポンプ	15	6.1	0.906	0.75	75.1
...						
3	ドラフトチューブエアレーター	55	18.7	0.931	0.75	828.5
3	膜吸引ポンプA	1.5	17.7	0.798	0.75	24.9
...						
7	高濃度臭気ファン	3.7	24	0.863	0.75	77.2
7	中濃度臭気ファン	11	24	0.898	0.75	220.5
7	低濃度臭気ファン	15	24	0.906	0.75	298.0

3. 出力（電気消費量）

	電気消費量 (kWh)
1 受入・貯留設備	463.1
2 凝集分離設備	126.8
3 水処理設備	2398.6
4 高度処理設備	20.0
5 消毒放流設備	13.4
6 汚泥処理設備	388.0
7 脱臭設備	764.6
8 取水設備	29.1
合計	4203.6

図 4-4 既存処理施設電気消費量計算システム

については、最大硝化定数を選定して0.35mg-N/mg アンモニア・h¹¹⁾を採用する。硝化脱窒素の処理方式では、攪拌機の稼働は好気段階と嫌気段階に分かれている。施設Aでは、ドラフトチューブエアレーター(DTA)が採用されている。その嫌気段階の出力では、好気段階の約1/3である。¹²⁾よって、施設Aに対するの検討を行う時に、嫌気段階の攪拌出力を全出力の1/3で計算した。推定した機器必要稼働時間を式4.1に入れて各設備の電気消費量を出力する。

4.2.3. 電気消費量計算システムの検証

表 4-1 シミュレーション条件

既存処理施設の計画処理量 (m ³ /日)	85
搬入負荷率 (%)	76
し尿搬入率 (%)	30
浄化槽汚泥搬入率 (%)	27
濃縮汚泥搬入率 (%)	43

電気消費量計算システムの検証としては、実際の搬入汚泥量状況をシミュレーション条件として、電気消費量計算システムで推定した汚泥処理のための機器必要稼働時間を利用する方式と既存処理施設の稼働時間実績データを直接式4.1に代入する方式で検証を行った。

シミュレーション条件は令和1-3年の搬入汚泥量実績の平均値を採用する(表4-1)。F県D市の汚泥再生処理センターを対象とする。該当施設の計画処理量は85m³/日であり、水処理方式は膜分離高負荷脱窒素処理方式を採用し、資源化方式は助燃剤化である。年間搬入実績によると搬入汚泥負荷率が計画処理量の76%であり、うちし尿搬入量が搬入汚泥総量の30%の約19.3m³である。浄化槽汚泥量は17.3m³と、搬入汚泥量の27%を占め、濃縮汚泥量は28.1m³と、搬入汚泥量の43%を占めていた。

検証結果は表4-2に示す通り、電気消費量計算システムによる算定値は1529545kWh/年であり、令和1-3年の電気消費量実績に対するの再現率は101%であった。構築した電気消費量計算システムによる

表 4-2 電気消費量計算システムの検証

設備番号 No.	設備名	①シミュレーション 算定値		②稼働時間実績を用いた 算定値		再現率 ①/② (%)
		年間電気消費量 (kWh)	割合 (%)	年間電気消費量 (kWh)	割合 (%)	
1	受入・貯留設備	148625	9.7	169023	9.2	87.9
2	凝集分離設備	39535	2.6	37885	2.1	104.4
3	水処理設備	922297	60.3	1087016	60.0	84.8
4	高度処理設備	6913	0.5	6541	0.4	105.7
5	消毒放流設備	4645	0.3	3415	0.2	136
6	汚泥処理設備	121217	7.9	141622	7.8	85.6
7	脱臭設備	279081	18.2	279081	15.1	100
8	取水設備	7232	0.5	93926	5.2	7.7
合計		1529545	100	1810725	100	84.5
施設全体の電気消費量試算 の再現率(③令和1~3年実 績1511452kWh/年) ①or②/③ (%)		101.2%		119.8%		

推定値は、信頼できると考えられる。一方、既存処理施設の令和1-3年の平稼働時間実績データを用いた年間施設の電気消費量は1810725kWh/年となり、平均電気消費量実績に対しての再現率は120%である。取水設備以外は、シミュレーション条件による電気消費量計算システムの算定値が既存処理施設の稼働時間実績データを用いての算定値に対してほぼ再現できた。取水設備については、稼働時間実績から見ると通年稼働となっている。取水設備のプラント用井戸ポンプの流量は6m³/hであり、計算値は年間平均希釈用水を含みプロセス水量の5倍近くとなる。よって、プラント井戸ポンプは通年稼働しているが、低出力の状態での稼働を想定でき、式4.1の定格出力と稼働時間を乗じた方式では過計算されている。

次に、構築した電気消費量計算システムを用いて濃縮車導入後既存施設の処理由来のCO₂削減効果の解析を行う。

4.3. 濃縮車導入による既存施設の処理由来のCO₂削減効果の解析

4.3.1. 濃縮車導入のケース設定

既存処理施設への濃縮汚泥の投入に対する検討は、膜分離高負荷脱窒素と標準脱窒素処理方式を採用している処理施設へバキューム車を用いて施設の計画処理量まで投入している状況を仮定する。また、濃縮車導入の場合には、同量の浄化槽汚泥を濃縮した濃縮汚泥を濃縮車で運搬・投入することとなる。濃縮汚泥の性状は日本環境整備教育センターが調査した性状を利用する。濃縮車での濃縮反応により分離液として浄化槽に返送されるSS及びT-Nを無視して、処理施設へ投入した濃縮汚泥の量を算定する。さらに、施設で濃縮汚泥を処理する場合には、濃縮汚泥を設計基準までに希釈する必要がある。その基準としては、膜分離高負荷脱窒素処理方式がSS濃度14000mg/L前後、標準脱窒素処理方式がSS濃度3000mg/Lである。また、膜分離高負荷脱窒素方式を採用した施設の管理者から投入汚泥の除しさに必要なSS濃度が25000mg/Lであることをヒアリングし、これを条件の1つとした。

表 4-3 濃縮汚泥量と濃縮倍率

	浄化槽汚泥性状 ¹⁰⁾	濃縮汚泥性状 ¹¹⁾	濃縮倍率
BOD	2200	10000	4.5
COD	2900	10000	3.5
SS	6600	30000	4.5
T-N	490	2250	4.6
T-P	76	316	4.2
汚泥量 (m ³ /基)	2.3	0.5	4.5

出典：汚泥再生処理センター等施設整備の計画・設計要領 2021改訂版¹⁰⁾

濃縮車比較実験 報告書データ¹¹⁾

表 4-4 既存処理施設の解析条件の設定

	収集・運搬方式	膜分離高負荷脱窒素処理方式	標準脱窒素処理方式
Case1	バキューム車のみ (SS : 6600mg/L)	無希釈 (SS : 6600mg/L)	2.2 倍希釈 (SS : 3000mg/L)
Case2-1	濃縮車のみ (SS : 30000mg/L)	2.14 倍希釈 (SS : 14000mg/L)	10 倍希釈 (SS : 3000mg/L)
Case2-2		1.2 倍希釈 (SS : 25000mg/L)	

よって、既存処理施設の解析条件は表 4-4 に示すように設定した。Case1 はバキューム車を用いて浄化槽汚泥を運搬するケースである。その場合に膜分離高負荷脱窒素は無希釈で処理する。標準脱窒素処理方式を採用する施設へ投入する時には、SS 濃度を 3000mg/L に希釈して処理する。Case2 は濃縮車で収集・運搬するケースであり、標準脱窒素処理方式では、水処理設備を安定運転するため、低濃度 (SS 濃度 3000mg/L) までに希釈する必要がある。膜分離高負荷脱窒素処理方式の場合には、設計基準 (SS 濃度 14000mg/L) までに希釈する Case2-1 と汚泥除しさに最低限の希釈濃度 (SS 濃度 25000mg/L) に希釈する Case2-2 に分けて検討を行う。各ケースの電気消費量を算定して、濃縮車導入による汚泥処理施設の CO₂ 削減効果に対して検討を行った。

また、濃縮車で浄化槽へ分離液を返送する時の T-N の変化を無視して、濃縮車導入前後の搬入した窒素負荷が同じと想定する。さらに、汚泥再生処理センターの技術指針により、放流水の T-N 濃度が 10mg/L 以下に設定されている。よって、水処理設備で除去した窒素量は表 4-5 に示すように、バキューム車を用いた収集・運搬ケース (Case1) と濃縮車を用いた収集・運搬ケース (Case2-1 と Case2-2) はほぼ同じである。窒素硝化は一次反応であるため、水処理設備へ投入した窒素量と除去した窒素量が同じ場合には、硝化に必要な時間と酸素量も同じと考えられる。つまり、窒素硝化のための攪拌機やブローワー等の電気消費量が濃縮車を導入したとしても変わらないとする。

表 4-5 施設 A 各ケースの窒素除去量

	搬入窒素量	放流窒素量	除去窒素量
Case1	42	0.8	41.2
Case2-1	42	0.4	41.6
Case2-2	42	0.3	41.7

単位 : Kg-T-N/ d

4.3.2. 濃縮車導入による既存処理施設の CO₂ 排出量削減効果

図 4-5 に示すように、構築した電気消費量計算システムを用いて各施設の各 Case の電気消費量を推算した。推算した電気消費量から電気消費の CO₂ 排出量係数 (0.434kg-CO₂/kWh) を用いて処理施設の汚泥処理による CO₂ 排出量を算定する。

水処理設備については、膜分離高負荷脱窒素方式では、濃縮車導入後に最大 12% の電気消費を削減できる。それは投入量減少により、膜吸引ポンプ等の設備の稼働時間を短縮できることが原因であ

る。標準脱窒素処理方式では、処理するために低い濃度（SS：3000mg/L）まで希釈する必要があるの
 で、濃縮車導入による水処理設備の電気消費量に対しての影響がないことが示唆された。

膜分離高負荷脱窒素処理方式では、処理施設全体は 21%前後の電気消費由来の CO₂ 排出量を節約で
 きる。標準脱窒素処理方式については、水処理設備の電気消費由来の CO₂ 排出量節約効果がないため、
 施設全体の電気消費由来の CO₂ 排出量は 3%前後しか削減できない。

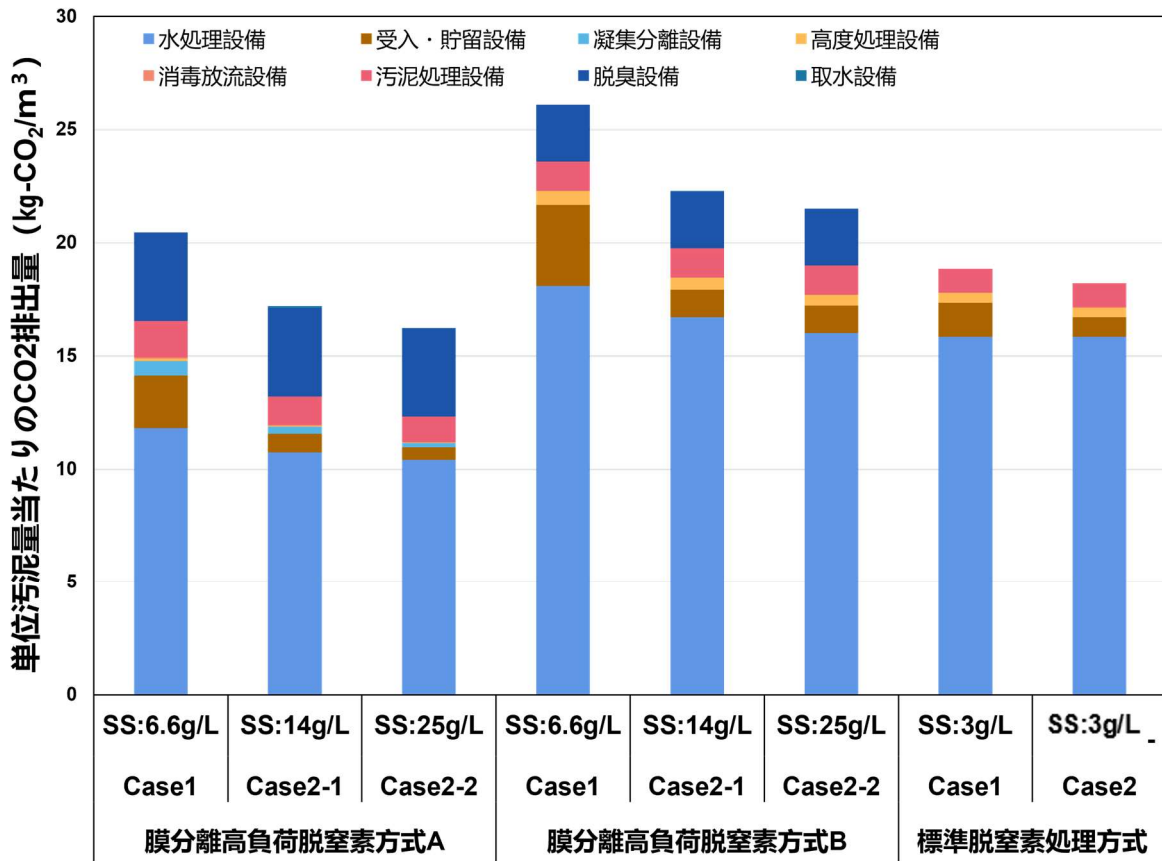


図 4-5 濃縮車導入による既存処理施設の CO₂ 排出量削減効果

4.4. まとめ

本節では、既存処理施設の運転実績データを収集・整理・分析した上で、既存処理施設の電気消費
 量計算用システムを構築した。構築した電気消費量計算システムを用いて濃縮車導入による既存処理
 施設の汚泥処理由来の CO₂ 排出量削減効果に対して解析を行った。

構築した電気消費量計算システムを用いて既存処理施設の搬入実績と同じ搬入汚泥量を設定してシ
 ミュレーションした計算値は、既存処理施設の電気消費量実績に対して 101%の再現率であった。電気
 消費量計算システムを用いて濃縮車導入による既存処理施設の水処理設備と施設全体の CO₂ 排出量に
 対して解析した結果、膜分離高負荷脱窒素処理方式では、水処理設備の電気消費量は最大 12%前後削減
 できる。施設全体の CO₂ 排出量は 20%削減できると示された。それに対して、標準脱窒素処理方式で

は、水処理設備の電気消費削減効果が期待できず、施設全体約3%前後のCO₂排出量しか削減できないことが分かった。

濃縮車を導入することで高濃度汚泥対応できる既存処理施設に対しては、ある程度のCO₂排出量削減効果がある。しかし、標準脱窒素処理方式のような低濃度までに希釈する必要がある既存処理施設では、CO₂排出量削減効果はほとんど見えなかった。

【第四章参考文献】

- 1) 全国都市清掃会議. 『汚泥再生処理センター等施設整備の計画・設計要領』. 2021 改訂版. 2022, p. 80.
- 2) 環境省地球環境・国際環境協力. 2050年カーボンニュートラルの実現に向けて.
<https://www.env.go.jp/earth/2050carbon_neutral.html>. (参照 2024-2-20).
- 3) 美馬市. 美馬市汚水処理構想. 2016.
<https://www.city.mima.lg.jp/fs/1/1/0/3/6/6/_/H28040503.pdf>. (参照 2024-2-20).
- 4) 雨宮 正明, 柴崎 康. 「汚泥再生処理センター等の基盤整備促進に関する研究」について. 「月刊浄化槽」. 2003, No. 332, pp. 36-43.
- 5) 岡城 孝雄, 濱中 俊輔. 浄化槽汚泥濃縮車導入による地球温暖化対策. 「月刊浄化槽」. 2011, No. 421.
- 6) 松井 康弘. し尿・浄化槽汚泥処理に係る施設のライフサイクルインベントリー分析. 「土木学会論文集」. 2002, vol. 706, p. 19-29.
- 7) 鶴巻 峰夫. 生活排水処理計画における LCA 適用の現状. 「日本 LCA 学会誌」. 2009, vol. 5, No. 1, p. 79-85.
- 8) 池内 大典. 電気技術解説講座・需要率、不等率、負荷率とその活用. 公益財団法人日本電気技術者協会. <<https://jeea.or.jp/course/contents/12144/>>. (参照 2024-2-20).
- 9) 日本電機工業会. 地球環境保護・省エネルギーのためにトップランナーモータ. 2015.
<<http://www.msja.co.jp/data/toprunnermotor.pdf>>. (参照 2024-2-20).
- 10) 伊達市汚泥再生処理センターの運転管理実績
- 11) 津野 洋, 宗宮 功, 山田 登志夫, 西村 文武. 単一槽高負荷脱窒素反応器のモデル化と操作因子に関する研究. 「土木学会論文集」. 1994, No. 503/II-29, pp. 149-158.
- 12) 全国都市清掃会議. 『汚泥再生処理センター等施設整備の計画・設計要領』. 2021 改訂版. 2022, pp. 82.
- 12) 日本環境教育整備センター. 濃縮車比較実験 報告書データ. 2002.
- 13) 奥野 芳男. 下向流ドラフトチューブ式曝気装置. 「環境技術」. 1991, Vol. 20, No. 9, pp. 567-570.
- 14) 環境省. 温室効果ガス排出量 算定・報告・公製制度、電気業者別排出係数一覧. 2023.
<<https://ghg-santeikohyo.env.go.jp/>>. (参照 2024-2-20).

第五章 嫌気性膜分離法導入による汚泥処理施設の脱炭素化

5.1.はじめに

近年し尿処理施設は、浄化槽汚泥混入率の増加に対して施設機能を維持するため、浄化槽汚泥の受け入れ制限を掛けながら処理が行われている例が挙げられている。¹⁾²⁾また、浄化槽汚泥希薄化等の問題も発生した。これらの解決策として浄化槽汚泥濃縮車（以下濃縮車）が注目され、昭和55年頃には開発が始まり、清掃作業性能を向上させ、平成7年前後に販売を開始した。¹⁾³⁾

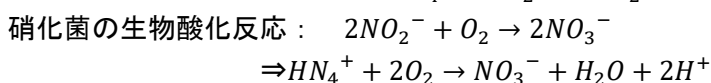
濃縮車導入により搬入汚泥量の削減効果と助熱費の節約が認められたが⁴⁾。既存し尿処理施設へ投入して処理するため、希釈する例も挙げられている。

濃縮車の能力を最大限に活用するため、濃縮汚泥を直接処理できる処理方式が求められている。

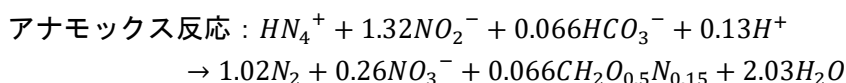
嫌気性膜分離法は1978年Grethleinが開発した技術である。嫌気性消化槽の後ろに膜分離技術を追加して、菌体の流出を防止する。40年の発展と共に、AnMBR法は良好な処理水質が得られるよう改善され、ばっ気不要により従来の生物処理より省エネ化ができる技術として注目されている。更に、嫌気性消化は有機物をCO₂とCH₄に分解するため、処理過程で生成したバイオガスをエネルギーとして回収可能な優れた技術である。⁵⁾

アナモックス法は1990年代に発見されたアナモックス細菌に基づいて開発された省エネの脱窒方法である。アナモックス細菌は嫌気条件下で、アンモニア性窒素(NH₄-N)と亜硝酸性窒素(NO₂-N)を窒素ガス(N₂)と少量の硝酸性窒素(NO₃-N)に変換可能な細菌である。更に、アナモックス細菌は独立栄養細菌であるため、分解過程で有機物が不要の特質を踏まえて、AnMBR+anammox法も開発された。⁶⁾下式により、理論的に単位NH₄-Nを酸化するため、Anammox法を利用すると従来の硝化脱窒素と比べて1.147molの酸素が節約できる。

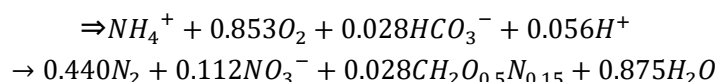
硝化反応：



アナモックス反応：



亜硝酸菌の生物酸化反応に合わると



そこで、本研究では、嫌気性膜分離法（AnMBR）及びHAP+アナモックス法を利用して、浄化槽濃縮汚泥を無希釈で直接処理の電気消費量削減効果やエネルギー回収効果に対して評価を行う。嫌気性膜分離法及びHAP+アナモックス法により、し尿・浄化槽汚泥を処理する施設はないので、実験室の研究成

果を踏まえて、水処理設備に対して理論的な設計を行った上で評価する。エネルギー回収の評価については、嫌気性膜分離法及びHAP+アナモックス法で発生したメタンガスについて、同じ有機物汚濁負荷量の汚泥を対象として回収できるメタンガス量やメタンガス由来の発電量を利用して評価を行う。また、対照の既存施設の資源化方式としては助燃剤化であるため、それ由来のエネルギー回収量も含めて検討を行った。

李らは実験室で、濃縮汚泥を対象としての処理実験を行った⁷⁾。実験に中空糸型嫌気性膜分離法と一槽式アナモックス装置を利用して、濃縮汚泥を無希釈で処理を行った。嫌気性膜分離法の室内実験の装置は図5-1に示すように、嫌気性膜分離部はCSTR (Continuous Stirred Tank Reactor) 及び膜ユニット (浸漬型-槽槽置式) で構成され、総有効容積15Lである。一槽式アナモックス装置では、5Lのタンクの底部から酸素供給を目的として連続ばっ気を行っている。また、リン回収を目的としてCaCl₂を120mg/L投入する。

嫌気性膜分離法の場合には、室内実験の条件は表5-1に示すように、35°Cの条件下で水理学的滞留時間 (HRT) は30日、汚泥滞留時間 (SRT) を60日に設定して、VS負荷を1.10g-VS/L・d (最大1.41g-VS/L・d) と有機物負荷を2.06g-COD_{cr}/L・d (最大2.63g-COD_{cr}/L・d) に維持した。濃縮汚泥を処理する時に、いずれの条件としてもCOD_{cr}の除去率が98%以上に維持できる。さらに、実験結果から見ると、投入したVSに対してバイオガスの発生率が0.49L/g-VSである。バイオガスのメタン率は65%であり、投入したVS当たり約0.3Lのメタンガスを発生できる。従来のし尿処理施設でのバイオガス生成率は0.05~0.2NL/g-VS-addedが報告された。⁹⁾メタン発酵の条件は20°C、相対湿度65%と想定して、ノルマルリットル (NL) は約1.079Lである。よって、本研究で利用している処理方式では、従来のバイオガス生成率と比較して2倍以上高くなることが分かった。また、膜分離水の性状については、1年間の稼働を通して、表5-2のような性状が示された。これらの数値を利用して、嫌気性膜分離法と既存施設でのメタン発生量を求めて、評価を行う。

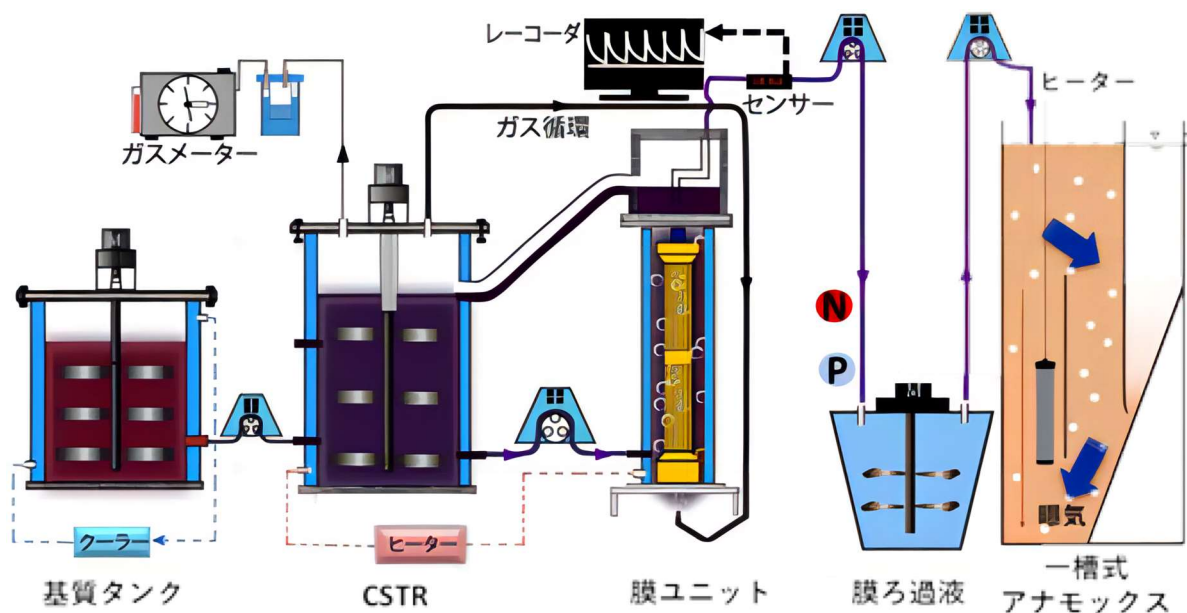


図 5-1 嫌気性膜分離法の実験装置

出典：濱中ら (2022)⁷⁾

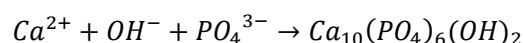
表 5-1 嫌気性膜分離法の室内実験の条件と結果

項目	単位	条件 1 ⁷⁾	条件 2 ⁸⁾
温度	°C		35
HRT	日		30
SRT	日		60
VS 負荷	g-VS/L・d	1.15 (MAX : 1.41)	1.10 (MAX : 1.32)
有機負荷	g-COD _{cr} /L・d	2.25 (MAX : 2.63)	2.06 (MAX : 2.42)
pH	-	7.21	5.60
COD _{cr} 除去率	%	98.8	98.7
バイオガス生成率	L / g-VS	0.49	0.49

出典：濱中ら (2022) ⁷⁾

Guangze Guo ら (2023) ⁸⁾

一槽式アナモックスの処理性能に対する検討は、反応装置に第一段階の汚泥を培養した上で、流入原水 NH₄⁺-N の濃度を 500mg/L、750mg/L、1000mg/L、1200mg/L と段階的に上昇させた。それと共に窒素負荷は 1.0 k g-N/m³・d から 2.4 k g-N/m³・d に上がった。HRT 12h の運転条件下で連続運転を行った。HAP 法でリンをリン酸カルシウム (Ca₃(PO₄)₂) として回収するため、塩化カルシウム (CaCl₂) 溶液を添加してカルシウムを提供する。実験結果から見ると、添加 Ca 濃度を 120mg/L 以上にすることでリン除去率は 75% に達した。嫌気性膜分離法処理水に対して HAP+アナモックス法でリンと窒素同時に除去することが可能である。



ただし、嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法では、COD_{cr} を 98%、リンを 75% 以上除去することができるが、濃縮汚泥を対象とした時に、濃縮により、投入した汚泥の COD_{cr} 濃度とリン濃度が高いため、汚泥再生処理センターの放流基準までに 2 回目の硝化脱窒素処理を行うことが必要である。

そこで、本研究では、濃縮汚泥を対象とした嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法の実験データを収集・整理した上で、嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法の処理水の性状に対して、2 回目の処理設備を設計する。また、嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法設備と設計した硝化脱窒素処理設備が濃縮汚泥を処理する時の電気消費量とそれ由来の CO₂ 排出量を算定する。最後に、嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法で濃縮汚泥を処理する時のエネルギー回収量を求めて、同じ量の浄化槽汚泥を既存施設へ投入した後のエネルギー回収量と比べ、嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法のエネルギー回収効果に対する評価を行う。

5.2. 研究方法

5.2.1. 嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法の処理水性状

硝化脱窒素処理設備を設計するため、流入水（嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法の処理水）の性状把握が必要である。李らの実験の処理水を埼玉県環境検査研究協会に依頼して、BOD、COD_{cr}、COD_{mn}、T-N、TAN と T-P などの項目に対しての調査を行った。同時に李らの実験データや人工下水と実下水を対象とした嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法の研究に記載された処理水性状を参考にし、硝化脱窒素処理設備への流入水性状を確定する。

5.2.2. 処理設備の理論的な設計

嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法の設備については、李らの実験設備や実験データを参照して設計を行う。ポンプの選択は D 市における既存処理施設の設計図書に記載された同じ用途の機械設備や同じ製造会社の HP に示された同種製品を対象に必要な流量を基準として選択した。ここで、汚泥濃縮による汚泥粘度の上昇がポンプに与える影響を無視した。また、ブロワーの選択については、HAP+アナモックス法に必要な酸素量を算定して、空気中の酸素含有率と水への溶解率により、HAP+アナモックス法のばっ気に必要な空気量を算定した上で、ばっ気用ブロワーを選定する。さらに、嫌気性膜分離装置の攪拌機については、既存施設の攪拌機と槽容積に合わせて、かつ嫌気条件下の攪拌速度の変化による出力変化を踏まえて、攪拌機の出力を算定する。嫌気性膜分離法の膜ユニットについては、全国都市清掃会議の汚泥再生処理センター等施設整備の計画・設計要領（2021 改訂版）に挙げられた中空糸膜の例を引用する。また、HAP 法でのリン除去については、HAP+アナモックスタンクにリン除去量当たりの塩化カルシウム水溶液を投入する。

表 5-2 機械設備の選択基準

設備名	選択基準	参考データ
ポンプ	液/汚泥流量	1. 設備の計画運転時間 2. 製品情報
ブロワー	必要酸素量 膜に必要な散気量	1. 空気当たり酸素質量係数と酸素溶解効率 2. 中空糸膜の仕様
攪拌機	タンク容積	1. 嫌気性膜分離法の滞留時間と VS 負荷 2. 既存施設の消化脱窒素タンク容積と DTA 出力

硝化脱窒素設備は嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法の処理水を放流基準までに処理することを目的とした処理設備である。硝化脱窒素設備の設計は汚泥再生処理センター等施設整備の計画・設計要領を参照して設計を行った。施設のコンパクト化を促進するため、硝化脱窒素設備は膜分高負荷脱窒素処理方式を想定する。設計の係数や方法は汚泥再生処理センター等施設整備の計画・設計要領を参照する。HAP+アナモックス法の処理水に残るリンを放流基準までに処理するために、解析した既存施設と同様に硫酸アルミニウムを凝集剤として投入する。

5.2.3. 嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法による濃縮汚泥処理の CO₂ 排出量

設計した嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法処理施設の電気消費量に対しての算定は第四章で構築した手法で算定する。さらに、李らの研究成果を踏まえて、エネルギー回収を含めた嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法の統合的な CO₂ 排出量を既存施設と対比して評価を行う。

5.3. 研究結果

5.3.1. 嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法の処理水質

表 5-3 処理水性状の調査方法

項目	調査方法
BOD	JIS K0102:2019-21, 32, 3 : 隔膜電極法
COD _{mn}	JIS K0102:2019-17 : 滴定法
COD _{cr}	JIS K0102 20.1 : 滴定法
T-N	JIS K0102:2019-45.6 : ペルオキシ二硫酸カリウム分解・カドミウム還元吸光光度 CFA 法
TAN	JIS K0102:2019-42.1, 42.3 : 中和滴定法
T-P	JIS K0102:2019-46.3.4 : 酸化分解前処理モリブデン青発色 CFA 法

李らの実験処理水を表 5-3 に示すような方法で、BOD、COD_{mn}、COD_{cr}、T-N、TAN と T-P について分析した。

この分析結果と李らの実験記録（参考値）を比較すると、分析値は参考値と比べて、COD_{cr} が平均 53% 変化した。TAN の場合には、約 13% が変化したことが分かった。

COD_{cr} 変化の原因としては、1 年間の保存により、好気性微生物が処理水又は保存容器内の酸素を利用して、膜分離液中の有機質を分解したと考えられる。

表 5-4 膜分離液の水質調査結果

単位 : mg/L

項目	夏		秋		冬		春		平均		変化率
	参考値	測定値	参考値	測定値	参考値	測定値	参考値	測定値	参考値	測定値	
BOD		5		20.4		13.7		6.2		11.3	-
COD _{mn}		164		241		219		226		212.5	-
COD _{cr}	723	320	801	390	918	430	900	430	835.5	392.5	53%
T-N		620		800		810		700		732.5	-
TAN	1084	620	811	800	709	770	731	640	833.8	725.9	13%
T-P		56		120		35		49		65.0	-

また、調査結果から見ると、嫌気性膜分離法の膜分離液の中の T-N は基本全部 TAN (99%以上) であることが分かった。

表 5-5 膜分離液の TAN 割合

単位 : mg/L

	夏		秋		冬		春		平均	
	参考値	測定値	参考値	測定値	参考値	測定値	参考値	測定値	参考値	測定値
T-N		620		800		810		700		732.5
TAN	1084	620	811	800	709	770	731	640	833.8	725.9
TAN/T-N		100%		100%		95%		91%		99%

JS が日本国内の下水処理場 90 ヶ所を対象に実施した実態調査では、流入水の COD_{cr}/COD_{mn} 比と COD_{cr}/BOD 比の平均値はそれぞれ 3.6、2.1 となっている。⁵⁾ 処理水も同じ比率と仮定すると、BOD 計算値は 437.1mg/L である。

渡辺らと五十棲の研究によると、人工下水と実下水を対象とした AnMBR 膜分離液の BOD は COD_{cr} の 1/3 と 1/4 を示した。この係数を利用すると BOD 計算値は 306 と 230mg/L である。

表 5-6 AnMBR 膜分離液の BOD 濃度

推計方法	推計結果 (mg/L)
(Max) 参考値+COD _{cr} /BOD の係数 (2.1) ⁶⁾	437.1
(Max) 参考値+COD _{cr} /BOD の係数 (3) ⁷⁾	306
(Max) 参考値+COD _{cr} /BOD の係数 (4) ⁸⁾	229.5

放流安全性の観点から考え BOD 濃度は 450mg/L として設計した。T-N については、全部 TAN として参考値の最大値で設計を行う。リンについては、搬入量全量 (汚泥性状による算定) の回収と想定して設計する。HAP+アナモックス法でリンの回収率は 75% である。

よって、嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法への投入した濃縮汚泥、嫌気性膜分離法の膜分離液と HAP+アナモックス法の処理水性状は表 5-7 に示すように設定する。

表 5-7 設定した汚泥と処理水性状

単位 : mg/L

項目	濃縮汚泥	AnMBR 分離液	HAP+アナモックス法の処理水
BOD	10000	450	450
COD _{mn}	10000	450	450
COD _{cr}	60000	800	800
T-N	2250	2250	450
TAN	2250	2250	450
T-P	316	316	95
VS	28000		
TS	33000		

5.3.2. 嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法の設計

嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法の設計には、投入濃縮汚泥性状や HAP+アナモックス法の処理水の性状に基づいて、放流水性状まで処理する施設の設計が必要である。すなわち、濃縮汚泥を対象とした嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法の処理水は放流基準に達していないので、引き続きの処理が必要である。汚泥再生処理センター等施設整備の計画・設計要領を参考にして、嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法の処理フローと各工程の処理水の性状を図 5-2 のように設計した。嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法で濃縮汚泥を処理した後に膜分離高負荷脱窒素方式で処理水の脱窒素処理を行う。さらに、硝化脱窒素工程からの膜分離水を凝集膜分離槽に投入して凝集剤を入れてリン回収を行う。

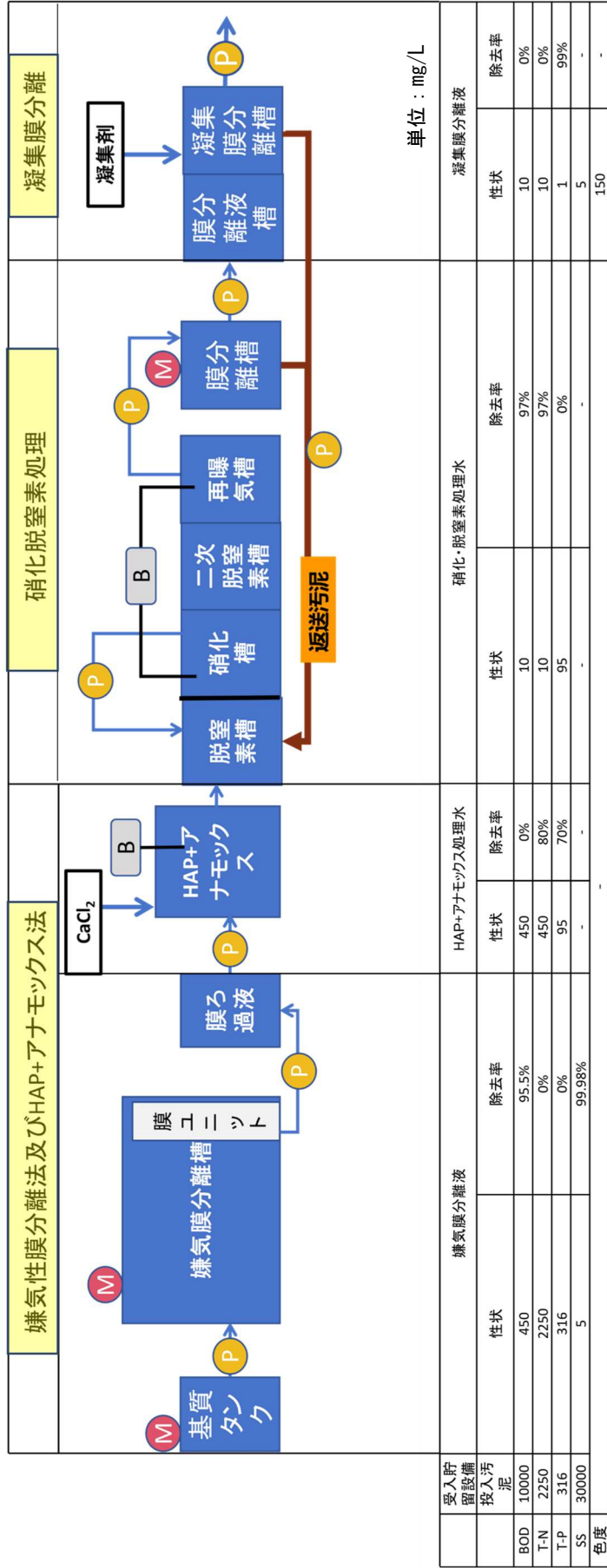
対象地域浄化槽汚泥量を 85m^3 と仮定する。また、浄化槽と浄化槽濃縮汚泥の SS を基準として、濃縮汚泥を 18.7m^3 とし、以後の必要容積を算出した。基質槽の容積は搬入汚泥量 1 日分を想定して、 18.7m^3 である。

嫌気性膜分離法槽への投入ポンプについては毎日 18.7m^3 、汚泥再生処理センター等施設の計画・設計要領により、水処理設備の稼働時間は 24 h とした。よって、汚泥投入ポンプの流量は $0.78\text{m}^3/\text{h}$ である。

$$\text{ポンプの流量} = \frac{18.7\text{m}^3 / \text{d}}{24\text{h}} = 0.78\text{m}^3 / \text{h}$$

嫌気性膜分離法槽有効容積は VS 負荷（平均 1.07）と COD_{cr} 負荷（平均 2.06）を利用して、算出した。

$$V1 = \frac{Q_{\text{in}} \times C_{\text{vsin}}}{\text{VS 負荷}} = \frac{18.7\text{m}^3 \times 28\text{g-VS/L}}{1.07\text{g-VS/L}} = 489.3\text{m}^3$$



受入貯留設備 投入汚泥	嫌気性膜分離液		HAP+アモニアモックス処理水		硝化・脱窒素処理水		凝集膜分離液	
	性状	除去率	性状	除去率	性状	除去率	性状	除去率
BOD 10000	450	95.5%	450	0%	10	97%	10	0%
T-N 2250	316	0%	450	80%	10	97%	10	0%
T-P 316	5	0%	95	70%	95	0%	1	99%
SS 30000	5	99.98%	-	-	-	-	5	-
色度	-	-	-	-	-	-	150	-

図 5-2 嫌気性膜分離法及び HAP+アモニアモックス法処理フロー

$$V2 = \frac{Q_{in} \times C_{CODcrin}}{CODcr \text{ 負荷}} = \frac{18.7m^3 \times 58g-CODcr/L}{2.06g-COD/L} = 526.5m^3$$

$$V3 = 18.7m^3 \times 30d = 561m^3$$

汚泥再生処理センターの整備計画設計要領のタンク選択規則により、滞留時間に基づいて計算した容積 (V3) 561m³を採用する。嫌気性膜分離法への汚泥投入ポンプは、汚泥再生処理センター等施設整備の計画・設計要領を参考にして24時間稼働と想定して選択した。攪拌機については、既存汚泥再生処理センターの硝化脱窒素槽タンクの容積は210m³であり、基質槽と嫌気性膜分離槽の攪拌用のドラフトチューブエアレーター (DTA) の出力は55kWである。既往研究により、DTAが嫌気条件下の出力は好気条件下の1/3⁽¹⁾である。また、算定した基質槽と嫌気性膜分離槽の容積により、基質槽と嫌気性膜分離法の攪拌機の出力を1.63kWと49kWとした。

表 5-8 膜ユニット¹²⁾

通液方式	外圧式
膜エレメント種類	中空糸膜
型式	吸引型
膜面積	46m ²
設計透過水量	0.7m ³ /m ² ・d
膜稼働率	82.5%
必要散風量	0.67m ³ /モジュール

膜ユニットについては、汚泥再生処理センター等施設整備の計画・設計要領に挙げられた中空糸膜仕様例を引用する。表 5-8 のように、膜面積が46m²であり、膜稼働率が82.5% (37m²)、透過水量は0.7m³/m²・dである。膜の透過水量が18.7m³/dである時に必要な膜モジュールは1つだけである。膜吸引ポンプの流量は1.34m³/hとなり、必要散気量が0.67m³/minである。このデータを踏まえて、吸引ポンプやブロワーを選択する。

$$\text{膜モジュール} = \frac{18.7m^3/d}{0.7m^3/m^2 \cdot d \times 46m^2/\text{モジュール} \times 0.825} = 0.7 \rightarrow 1 \text{ モジュール}$$

$$\text{吸引ポンプ流量} = \frac{1 \text{ モジュール/ユニット} \times 46m^2/\text{モジュール} \times 0.7m^3/m^2 \cdot d}{24} = 1.34m^3/h$$

$$\text{必要散気風量} = 1 \text{ モジュール/ユニット} \times 0.67m^3 / (\text{min/モジュール}) = 0.67m^3/\text{min}$$

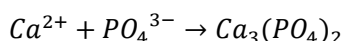
HAP+アナモックス法の設計については、槽容積、必要酸素供給ブロワーと必要カルシウム量供給のための薬品投入ポンプで構成されている。まずは槽容積については、李らの研究成果により、MLSSが20000mg/Lで、窒素負荷が2.4kg-N/m³・d、HRTは12hの時に窒素の除去率は81%である。よって、窒素負荷に基づいての算定容積は17.6m³である。嫌気性膜分離法の膜分離液移送ポンプの流量は1.56m³/hである。

$$V1 = \frac{2.25g-T-N/L \times 18.7m^3/d}{2.4kg-T-N/m^3 \cdot d} = 17.6m^3$$

$$V2 = 18.7m^3 \times \frac{12h}{24h} = 9.4m^3$$

ブロワーの風量については、1mol あたりのアンモニア性窒素に対して、0.853mol の酸素が必要である。アナモックス法の窒素除去量は 34 kg-N/d (流入量は 42kg-N/d) となり、必要酸素量は 66kg-O₂/d である。生物呼吸は 0.03 kg-O₂/kg-MLSS・d¹³⁾ となり、必要酸素量が 11 kg-O₂/d である。空気 1m³N 当たりの酸素質量係数は 0.28 kg-O₂/m³N-air、酸素溶解効率は 6%、余裕率 1.1 とすると¹³⁾、アナモックス法の必要酸素量提供するため、必要ばっ気速度は 3.5 m³-air/min である。

カルシウムの添加量については、HAP+アナモックス槽で回収するリンの量により決まる。HAP+アナモックス法への流入リン量は 5.9kg-P/d であり、除去率 70%とするとカルシウムの必要量は下式により 5.3kg-Ca/d である。カルシウムを供給するため、塩化カルシウムの投入量は 586.2kg が必要である。20°Cの条件で塩化カルシウムの溶解度は 745kg-m³である¹³⁾ ため、HAP+アナモックス槽へ流入すべき塩化カルシウム飽和水溶液量は 0.8m³/d (0.03m³/h) である。



よって、嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法の機械設備の選択と出力は表 5-9 の通りとなる。

表 5-9 嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法機械設備の選択

設備種類	設備名	選択基準	設備コード	流量	出力 (kW)
攪拌機	基質槽攪拌機	18.7m ³			1.63
	嫌気性膜分離法槽攪拌機	561m ³			49
ポンプ	基質汚泥移送ポンプ	0.78m ³ /h	NE30PM	0.75~2.25	0.75
	嫌気性膜分離法膜吸引ポンプ	1.34m ³ /h	NE40PM	1.25~3.75	1.5
	嫌気性膜分離法分離液移送ポンプ	1.56m ³ /h	NE40PM	1.25~3.75	0.75
	カルシウム供給ポンプ	0.03m ³ /h	GAIA0232	0.03	0.022
ブロワー	嫌気性膜分離法膜散気ブロワー	0.67m ³ /min	IRS-40A	0.68	1.46
	HAP+アナモックス法ばっ気ブロワー	3.5m ³ /min	IRS-65L	4.16	3.44

5.3.3. 硝化脱窒素設備の設計

嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法の処理水を放流基準までに処理するため、処理水を硝化脱窒素処理する必要がある。施設規模をコンパクト化するため、硝化脱窒素処理方式としては膜分離高負荷脱窒素処理方式 (MLSS : 20000mg/L) を採用する。

また、硝化脱窒素処理と凝集剤分離の処理水の性状は表 5-10 に示すように、凝集処理で、BOD、SS とリンを放流基準までに処理する。COD は高度処理で放流基準までに除去する。

表 5-7 に示す HAP+アナモックス法の処理水の性状を踏まえて、設計を行った。硝化脱窒素槽の設計は、BOD 容積負荷が 2.5 kg-BOD/m³・d (2.5 以下)、BOD-MLSS 負荷が 0.15kg-BOD/(kg-MLSS・d) (0.1~0.15)、T-N-MLSS 負荷が 0.04kg-T-N/(kg-MLSS・d) を設定すると硝化脱窒素槽の容積は 10.6m³である。

表 5-10 処理水性状

単位 : (mg/L)

項目	生物処理水	凝集処理水	放流水
BOD	20	10	10 以下
COD	70	35	25 以下
SS	10	5	10 以下
T-N	10	10	10 以下
T-P	95	1	1 以下

$$V1 = \frac{\text{流入BOD}}{\text{BOD容積負荷}} = \frac{450\text{mg/L} \times 18.7\text{m}^3}{2.5\text{kg-BOD}/\text{m}^3 \cdot \text{d}} = 3.4\text{m}^3$$

$$V2 = \frac{\text{流入BOD}}{\text{BOD-MLSS負荷}} = \frac{450\text{mg/L} \times 18.7\text{m}^3}{20\text{kg-MLSS}/\text{m}^3 \times 0.15\text{kg-BOD}/(\text{kg-MLSS} \cdot \text{d})} = 2.9\text{m}^3$$

$$V3 = \frac{\text{流入T-N}}{\text{T-N-MLSS負荷}} = \frac{450\text{mg/L} \times 18.7\text{m}^3}{20\text{kg-MLSS}/\text{m}^3 \times 0.04\text{kg-BOD}/(\text{kg-MLSS} \cdot \text{d})} = 10.6\text{m}^3$$

硝化脱窒素槽の脱窒素槽：硝化槽：二次脱窒素槽の比は 2 : 2 : 1 であるため、それぞれの容積は 4.3 m³、4.3m³と 2.2m³に設定し、合わせて 10.8m³である。

再曝気槽は流入水量の 3h 分と想定し (脱気は 1.5~2h)、容積は 2.4m³である。

返送汚泥ポンプと循環液ポンプについては、流量によって算定する。余剰汚泥発生量は除去した BOD 負荷の 40%~60%であり¹⁵⁾、ここでは 50%を採用して計算した。硝化脱窒素工程に発生した余剰汚泥量は 4.21 m³となり、余剰汚泥量比は 0.23 (4.21 m³/18.7 m³) である。返送汚泥量比は 0.54 となる。

$$r = \frac{M(1 + d - f \times s) - C(1 + d - s)}{f \times M - M}$$

$$r = \frac{20000\text{mg/L} \times (1 + 0 - 2 \times 0.23) - 10\text{mg/L}(1 + 0 - 0.23)}{2 \times 20000\text{mg/L} - 20000\text{mg/L}}$$

$$r = 0.54$$

ここで、

M : MLSS 濃度 (20000mg/L)

C : 生物処理水流出 SS 濃度 (10mg/L)

d : 希釈水量比=0

r : 返送汚泥量比

f : 汚泥濃縮率=2

そして返送汚泥量 (R) は $10.1\text{m}^3/\text{d}$ であり、返送汚泥ポンプの流速は $0.42\text{m}^3/\text{h}$ 以上となる。

$$R = r \times Q$$

$$R = 0.54 \times 18.7\text{m}^3/\text{d} = 10.1\text{m}^3/\text{d}$$

ここで、

R : 返送汚泥量

Q : 搬入汚泥量 (18.7m^3)

循環液量と循環液ポンプについては、脱窒素槽の窒素除去率 80% を想定して、循環液比は 6.2 であり、循環液量が $116\text{m}^3/\text{d}$ 必要となる。循環液ポンプの流速は $4.83\text{m}^3/\text{h}$ 以上である。

$$n = \frac{a_1(1 + d + r)}{1 - a_1}$$

$$n = \frac{0.8 \times (1 + 0 + 0.54)}{1 - 0.8}$$

$$n = 6.2$$

$$\text{循環液量} = Q \times n = 115.94\text{m}^3$$

ここで、

a_1 : 脱窒素槽における T-N 除去率 (0.8)

n : 循環液比

ブロワーの電気消費量については、必要な酸素量により決める。硝化脱窒素設備のブロワーが硝化槽と再ばっ気槽の必要酸素を供給する。硝化脱窒素設備の処理水 BOD と T-N 濃度が 10mg/L であるため、硝化脱窒素での除去量は $8.3\text{kg-BOD}/\text{d}$ と $8.3\text{kg-T-N}/\text{d}$ である (流入量は 8.4kg)。硝化脱窒素槽への流入水の硝酸性窒素とアンモニア性窒素の比は約 1.5⁹⁾ であり、流入アンモニア性窒素が 4.54kg である。

汚泥に資化される T-N と BOD の比は 5% であり、理論的な硝化槽内で硝化される窒素量が 7.9kg である。ただし、流入した窒素の中に 5.04kg 前後の硝酸性窒素が含まれているので、実際に硝化槽内で硝化された窒素の量は 2.86kg となる。脱窒素するために必要な BOD- $\text{NO}_x\text{-N}$ 係数は 2.0 (2.0~3.0) と想定し、脱窒素槽へ流入する汚水中の窒素量と槽内で脱窒素される窒素量の割合は 0.8 に設定し、硝化槽内で除去された BOD の量は 0kg とする。

$$T-N_R = T-N_{in} - k \times BOD_{in}$$

$$= 8.4\text{kg-T-N} - 5\% \times 8.4\text{kg-BOD}$$

$$= 7.9\text{kg-T-N}$$

$$T-N_{R1} = 7.9\text{kg-T-N} - 5.04\text{kg-NO}_3\text{-N} = 2.86\text{kg-T-N}$$

ここで、

$T-N_R$: 理論的な硝化槽内で硝化される窒素量

$T-N_{R1}$: 硝化槽内で硝化される窒素量

$T-N_{in}$: 脱窒素へ流入する汚水中の窒素量

BOD_{in} : 脱窒素へ流入する汚水中の BOD 量

T-N_R : 硝化槽内で硝化される窒素量

k : 汚泥に資化される T-N の BOD に対する割合 (5%)

$$BOD_R = [BOD_{in} - BOD_{out} \times (1 + d)Q \times 10^{-3}] - \alpha \times \beta \times T-N_R$$

$$= 8.4 \text{ kg-BOD} - 0.187 \text{ kg-BOD} \times (1 + 0) \times 18.7 \times 10^{-3} - 0.8 \times 2 \times 7.9 \text{ kg-T-N}$$

$$= -7.74 \text{ kg-BOD} \rightarrow 0 \text{ kg-BOD}$$

BOD_{out} : 生物処理水 BOD 濃度 (10mg/L)

α : 脱窒素槽へ流入する汚水中の窒素量と槽内で脱窒素される窒素量の割合 (0.8)

β : 脱窒素するために必要な BOD の T-N に対する割合 (2 kg-BOD / kg-T-N)

$$O_{UR} = a \times T-N_{R1} + b \times BOD_R + c \times V \times MLSS \times 10^{-3}$$

$$= 4.57 \times 2.86 \text{ kg-T-N} + 1 \times 0 + 0.03 \times 4.3 \times 20 \text{ g-SS/L}$$

$$= 15.65 \text{ kg-O}_2$$

ここで、

OUR : 硝化槽の酸素消費量 (kg-O₂/d)

V : 槽容積 = 4.3m³

MLSS : 硝化槽 MLSS 濃度 = 20 kg/m³

a : アンモニア性窒素硝化に必要な酸素割合 = 4.57

b : BOD 酸化するため、に必要な酸素割合 = 1.0

c : 硝化槽内生物呼吸のために消費される酸素の割合 = 0.03

硝化槽の必要酸素量は 15.65 kg-O₂ となる。必要空気量は 0.64m³/min となる。また、再曝気槽では、二次脱窒素槽で流出した有機物を除去するため、1m³N あたりに 1m³/h の空気量が必要となり、硝化脱窒素工程に必要な曝気速度は 0.65m³/min 以上とする。

さらに、移送ポンプや膜ユニットに関連する部分では嫌気性膜分離及び HAP+アナモックス法設備と同じと考えた。硝化脱窒素設備の機械設備リストは表 5-11 に示す。

表 5-11 硝化脱窒素設備の機械設備

設備種類	設備名	選択基準	設備コード	流量	出力 (kW)
ポンプ	生物処理水移送ポンプ	1.56m ³ /h	NE40PM	1.25~3.75	0.75
	循環液ポンプ	4.83m ³ /h	NS-K25	2.4~9	3
	返送汚泥ポンプ	0.42m ³ /h	NE30PM	0.75~2.25	0.75
	生物処理水膜吸引ポンプ	1.34m ³ /h	NE40PM	1.25~3.75	1.5
ブロー	生物処理水膜分離法膜散気ブロー	0.67m ³ /min	IRS-40A	0.68	1.46
	硝化脱窒素ばっ気ブロー	1.4m ³ /min	IRS-50L	1.59	3.41

5.3.4. 凝集膜分離槽の設計

膜分離槽に用いられる膜ユニットは嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法と硝化脱窒素処理施設に使われている膜ユニットと同じものを採用する。膜ユニットのばっ気ブローと膜吸引ポンプのタイプや出力も同じである。

よって、本節では凝集膜分離槽における凝集剤投入のポンプの流量と出力、および凝集のための攪拌機の出力を確定する。

HAP+アナモックス法のリンの回収率が 70% であり、流出した HAP+アナモックス法処理水のリン濃度は 95mg/L である。硝化脱窒素処理設備でのリンの除去はないとして、放流基準 (1mg/L 以下) までにリンを 1.8kg の回収する必要がある。凝集剤として、硫酸アルミニウムを用いると、必要アルミニウムの添加量は 1.6kg であり、硫酸アルミニウムの溶解度を踏まえて、リン回収のための硫酸アルミニウム水溶液の添加量は 0.01m³/d である。また、凝集膜分離槽の攪拌機については、既存施設に採用されている攪拌機を選定する。

凝集膜分離槽機械設備リストは表 5-12 に示す。

表 5-12 凝集膜分離槽の機械設備の選択

設備種類	設備名	選択基準	設備コード	流量	出力 (kW)
攪拌機	凝集攪拌機				0.4
ポンプ	凝集膜分離法膜吸引ポンプ	1.34m ³ /h	NE40PM	1.25~3.75	1.5
	凝集剤ポンプ	0.005m ³ /h	GAIA0232	0.03	0.022
ブロー	凝集膜分離膜散気ブロー	0.67m ³ /min	IRS-40A	0.68	1.46

5.3.5. 水処理設備の CO₂ 排出量

機械設備の電気消費量計算は第四章の電気消費量計算システムと同じく効率 IE2 基準、負荷率 0.75 で計算する。前述した嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法、硝化脱窒素設備と凝集分離設備に設置した機械設備のポンプとばっ気用のブローの稼働時間は流量により決める。散気ブローの稼働時間については、汚泥再生処理センター等施設整備の計画・設計要領に挙げられた 10 分で 1 分稼働という稼働方式を採用する。攪拌機は 24h 稼働と設定して、嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法設備、硝化脱窒素設備と凝集膜分離設備で濃縮汚泥を直接処理 (SS : 30000mg/L) する場合、水処理設備で電気消費量は 1272.6kWh であり、電気の CO₂ 排出係数 (0.00434 t-CO₂/kWh) を踏まえて、CO₂ 排出量は 552.3kg である。既存施設に濃縮汚泥投入して、設計基準濃度までに希釈する時の CO₂ 排出量 (2105.8kW、913.9 kg-CO₂) より 40% 削減できる。嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法を利用することで濃縮汚泥処理において浄化槽汚泥処理由来の CO₂ 排出量を削減できる。

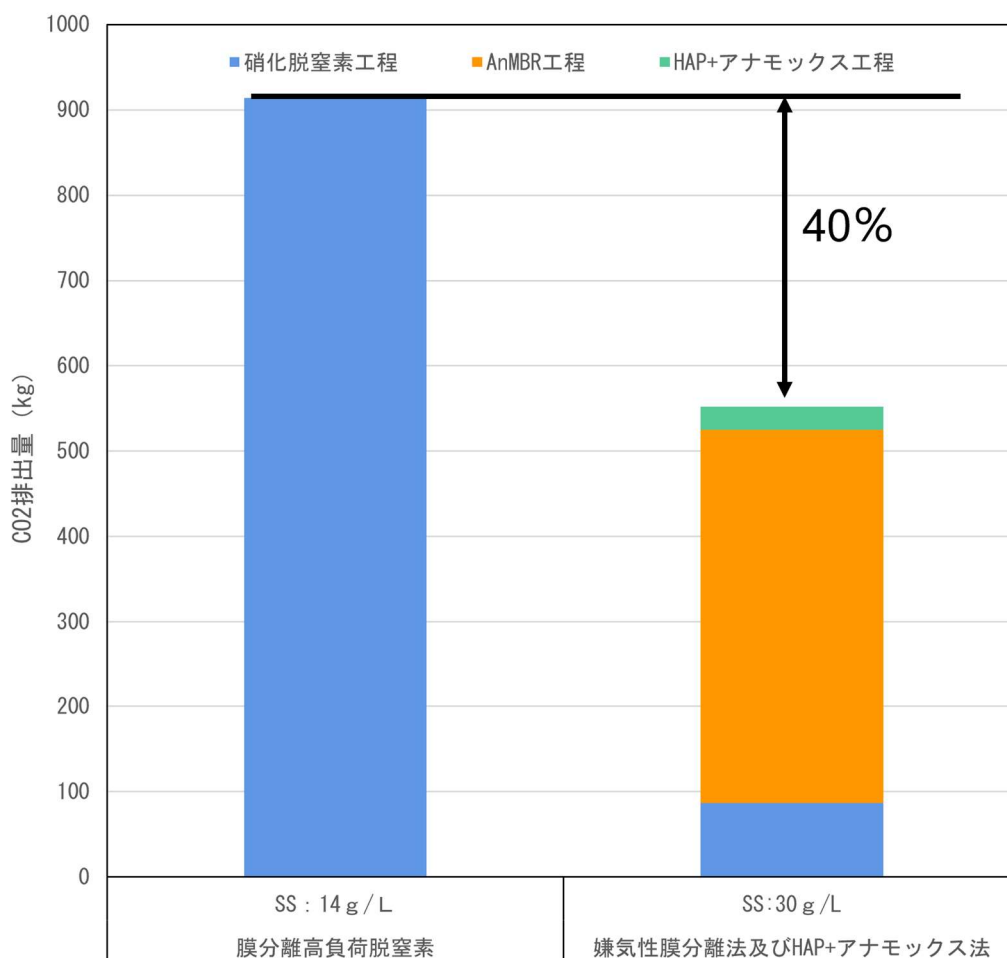


図 5-3 嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法の水処理設備の CO₂ 排出量削減効果

5.3.6. 嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法における資源化

嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法の資源化については、嫌気性膜分離法を用いたメタン発酵率と今までの浄化槽汚泥を利用したメタン発酵率を踏まえて、搬入汚泥量中の有機物負荷由来メタンガス量を算定する。さらに、メタンガス発電由来の電気節約による CO₂ 排出量削減効果に対するの評価を行う。また、既存施設で採用されている助燃剤化方法と対比して嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法導入後の浄化槽汚泥処理システムの脱炭素化に対するの評価を行う。

嫌気性膜分離法において濃縮汚泥を対象とする時、李らの実験結果によると、投入 VS 負荷に対して、バイオガスの発生量が 0.5L/g-VS となる。うちメタンの割合が 65%である⁸⁾。よって、VS 当たりのメタン発生率が 0.22L-CH₄/g-VS である。従来のメタンの効率も 0.22NL/g-VS であり (1NL ≒ 1.079L (大気圧 0.1013MPa、温度 20°C、相対湿度 65%))、メタン割合が同じと想定すると、VS 当たりのメタン発生率が 0.10 L-CH₄/g-VS である。また、メタンガスの燃焼係数が 198.7kJ/ L-CH₄ であるため、搬入汚泥 (浄化槽汚泥 85kL/日) の VS 負荷が 523.6 kg-VS の場合には、嫌気性膜分離法でのメタン由来のエネルギーを 22889MJ と推測した。それに対して、従来のメタン回収エネルギーは 10403MJ であり、従来の 2.2 倍の CO₂ 排出量を削減できる。さらに、助燃剤については、既存処理施設の実績によ

り、搬入汚泥 SS に対して、助燃剤の回収率が 3.9g-WS/g-SS である。また、汚泥再生処理センター等施設整備の計画・設計要領に挙げられた助燃剤当たり燃焼熱を踏まえて、単位助燃剤（含水率 70%）燃焼熱係数が 2500kJ/kg-WS であり、発電量由来の CO₂ 排出量は 197.8 kg である。

表 5-13 資源化由来の CO₂ 排出量削減

方式	メタンガス		助燃剤
	嫌気性膜分離法	従来のメタン発酵	既存施設
発生率	0.22L-CH ₄ /g-VS (0.18 L-CH ₄ /g-SS)	0.10 L-CH ₄ /g-VS (0.08 L-CH ₄ /g-SS)	3.9g-WS/g-SS
燃焼熱係数	198.7kJ/L-CH ₄		2500kJ/kg-WS
搬入負荷量	523.6kg-VS (561 kg-SS)		561kg-SS
エネルギー回収量 (MJ)	22889	10403	5470
発電量 (kWh)	1907	867	456
電気由来の CO ₂ 排出量 (kg-CO ₂)	827.6	376.2	197.8

ここで、熱発電効率は 30%を採用する

5.3.7. 資源化を踏まえた濃縮汚泥処理の CO₂ 排出量の解析

資源化を踏まえた濃縮汚泥を対象とする既存処理施設の CO₂ 排出量と嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法の CO₂ 排出量は図 5-4 に示す。同じ汚泥量を濃縮して SS : 30 g/L で投入した後、嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法で処理した時の CO₂ 排出量は既存処理施設より 30%削減できる。ここで、嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法の水処理設備以外の施設は既存処理施設の電気消費量計算システムで濃縮汚泥を無希釈で処理する時の算定値を利用した。ただし、搬入された汚泥は既に濃縮汚泥であり、リン回収は HAP と凝集分離設備で処理するために前凝集分離設備は不要とした。

資源化によるエネルギー回収量は既存処理施設（助燃剤化）と比べて嫌気性膜分離法でメタン発酵のエネルギー回収量が 4 倍以上であり、資源化由来の CO₂ 排出量削減を組み込んで、嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法の濃縮汚泥回収・処理の CO₂ 排出量削減効果を試算した。その結果、濃縮汚泥を処理する嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法が既存施設（膜分離高負荷脱窒素処理方式+助燃剤）より、85%前後の CO₂ 排出量削減効果がある。濃縮汚泥に適した嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法導入により浄化槽汚泥処理の脱炭素化を促進できる。

今回の計算は嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法でもモーター効率 IE2 基準で計算した。さらに高効率な IE3 基準で計算すると浄化槽汚泥回収・処理の CO₂ 排出量実質ゼロを達成できると考えられる。

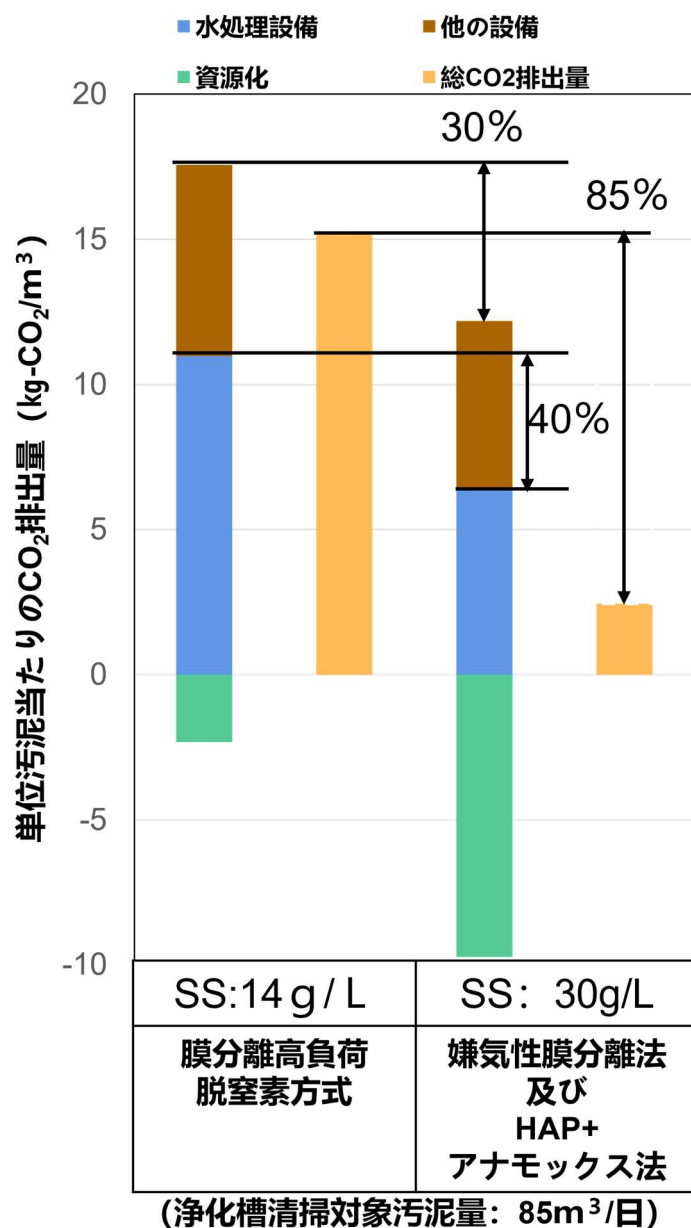


図 5-4 濃縮汚泥処理・資源化の CO₂ 排出量削減効果

5.4. まとめ

嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法、および後処理として膜分離高負荷脱窒素処理方式とリン回収に凝集分離を想定して、濃縮汚泥を処理する施設の理論的な設計を行った。

設計した嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法の水処理設備に濃縮汚泥を投入し、無希釈 (SS : 30000mg/L) の条件での CO₂ 排出量を試算した後、既存処理施設に濃縮汚泥を投入し、汚泥を 2.14 倍希

積（SS：14000mg/L）した時の処理由来のCO₂排出量と対比した。嫌気性膜分離法及びHAP+アナモックス法で濃縮汚泥を無希釈処理した時のCO₂排出量は、既存処理施設より水処理設備において40%の削減効果があることが示された。

施設全体から見ると、既存処理施設の処理より30%のCO₂排出量の削減効果がある。さらに汚泥資源化を踏まえると全体として85%前後のCO₂排出量節約効果がある。

濃縮汚泥対応処理方式として、嫌気性膜分離法及びHAP+アナモックス法導入はCO₂排出量削減効果があり、脱炭素化社会の実現を促進できると考えられる。

【第五章参考文献】

- 1) 岡城 孝雄. 汚泥再生処理センターと浄化槽汚泥濃縮車. 「都市清掃 特集 生活排水汚泥をとりまく現状とその対策」. 2008, 巻 61, NO. 285, pp. 431-437.
- 2) 雨宮 正明, 柴田 康. 「汚泥再生処理センター等の基盤整備促進に関する研究」について. 「月刊浄化槽 特集 浄化槽汚泥処理の現状と今後の課題」. 2003, NO. 332, pp. 36-43.
- 3) 環境省. し尿処理技術・システムに関するアーカイブ作成業務報告書. 2020.
<https://www.env.go.jp/recycle/waste/wts_archive.html>. (参照 2024-2-20).
- 4) 根本 正, 山川 敏夫, 遠藤 辰幸. 浄化槽汚泥濃縮車による実施への投入量削減. 「月刊浄化槽」. 2003, NO. 326, p20-23.
- 5) 徐 開欽. 排水処理に広がる嫌気性膜分離技術. 国立環境研究所 資源循環・廃棄物研究センター 循環・廃棄物の基礎的講座. 2017.
<<https://www.jswa.go.jp/g/g5/g5m/mb/pdf02/147-1.pdf>>. (参照 2024-2-20).
- 6) 渡邊 亮哉, 菅生 俊樹, 若原 慎一郎, 李 玉友. 嫌気性膜分離法 (AnMBR) を用いた人工下水処理性能に及ぼす温度の影響. 「水環境学会誌」. 2014, Vol. 37, No. 5, pp. 197-204.
- 7) 濱中 俊輔, 仁木 圭三, 武田 文彦, 李 玉友, 西村 修, 見島 伊織. 汚泥濃縮車を活用した浄化槽汚泥の収集・運搬・処理過程における環境負荷削減効果の網羅的解析および最適活用方法の提案 (中間報告、未発表). 2022.
- 8) Guangze Guo, Shitong Zhou, Yujie Chen, Weiyi Wang, Yu Qin, Yu-You Li. Evaluation of bioenergy production and material flow in treating Japanese concentrated Johkasou sludge using high-solid anaerobic membrane bioreactor based on one-year operation. 「Chemical Engineering Journal」. 2023, Vol. 469.
- 9) 日高 平, 戸苅 丈仁, 中村 真人, 大下 和徹, 池本 良子, 西村 文武. 混合メタン発酵基質としての浄化槽汚泥のエネルギー価値評価. 「土木学会論文集 G (環境)」. 2019, Vol. 75, NO. 7, III pp. 135-143.
- 10) 奥野 芳男. 下向流ドラフトチューブ式曝気装置. 「環境技術」. 1991, Vol. 20, No. 9, pp. 567-570.
- 11) 全国都市清掃会議. 『汚泥再生処理センター等施設整備の計画・設計要領』. 2021 改訂版. 2022, p. 279.
- 12) 全国都市清掃会議. 『汚泥再生処理センター等施設整備の計画・設計要領』. 2021 改訂版. p. 232.
- 13) 日本産業標準調査会. JISK1423 硫酸アルミニウム.
<<https://kikakurui.com/k1/K1423-1970-01.html>>. (参照 2024-2-20).
- 14) 株式会社小川環境研究所. 余剰汚泥発生量と BOD 負荷量の関係. No. 69.
<https://www.ogawa-eri.co.jp/images/Onpoint/No69_Sluge.pdf>. (参照 2024-2-20).

第六章 総括及び展望

6.1. 浄化槽汚泥処理システムの脱炭素化の評価

本節では対象地域のパラメータと処理施設の計画処理量を設定して、本研究で構築した浄化槽汚泥収集・運搬モデル、および電気消費量計算システムと嫌気性膜分離法及びHAP+アナモックス法の理論的な設計を活用して、浄化槽汚泥収集・運搬と処理・資源化を含めた統合的な浄化槽汚泥処理システムの評価を行う。

表 6-1 対象地域の基本条件の設定

浄化槽設置密度 (基/km ²)	19.5	
浄化槽汚泥発生量 (m ³ /基)	2.3	
清掃会社と浄化槽間の距離と時間	4.2km	0.2h
浄化槽と処理施設間の距離と時間	6.3km	0.3h
処理施設と清掃会社間の距離と時間	4.9km	0.2h
浄化槽間の距離と時間	1.2km	0.1h

F 県 I 市の基本条件を参考に、対象地域のパラメータは表 6-1 のように設定した。浄化槽 1 基あたりの汚泥発生量は 2.3m³/基であるため、処理施設の計画処理量は 85m³/d である。それを踏まえてバキューム車を用いて 1 日清掃する浄化槽数を推定する。濃縮車導入の場合には、1

日でバキューム車と同じ浄化槽数を清掃することを仮定する。これらの浄化槽を清掃するためのバキューム車と濃縮車の収集・運搬由来の CO₂ 排出量を比較する。

表 6-2 計画処理量と対象浄化槽数

処理施設の計画処理量 (m ³ /d)	85
対象浄化槽数 (基/日)	36
浄化槽汚泥量 (m ³ /d)	82.8
濃縮汚泥量 (m ³ /d)	18.2

また、濃縮車を利用する場合には汚泥濃縮により搬入汚泥量が 82.8m³/d から 18.2m³/d までに削減できる。この汚泥を既存処理施設（膜分離高負荷脱窒素処理方式+助燃剤化）と嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法施設へ投入する時、資源回収を踏まえた汚泥処理のための CO₂ 排出量を算定する。

最後に、同じ浄化槽基数を対象としたバキューム車で収集・運搬し、既存処理施設で処理する方式、濃縮車で収集・運搬し、SS を 14000mg/L に希釈して、既存処理施設で処理する方式と濃縮車で収集・運搬し、無希釈で嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法で処理する方式の CO₂ 排出量の比較を通して、濃縮車を用いての浄化槽汚泥収集・運搬と濃縮汚泥性状に適した嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法の CO₂ 排出量削減効果に対する評価を行った。結果として、バキューム車を利用して浄化槽汚泥収集・運搬し、既存処理施設で処理する方式の CO₂ 排出量を 100% とすると、濃縮車のみ導入による浄化槽汚泥収集・運搬と処理・資源化が約 20% の削減効果がある。それは、濃縮車浄化槽 1 基当たり作業由来の CO₂ 排出量がバキューム車より多くなるが、濃縮車導入による運搬走行距離短縮により CO₂ 排出量が削減でき、浄化槽汚泥収集・運搬の CO₂ 排出量が約 28% の削減効果がある。処理・資源化については、既存処理施設は膜分離高負荷脱窒素処理方式を採用するため、ある程度の CO₂ 排出量削減効果が現れた。それに対して、濃縮車で収集・運搬された濃縮汚泥に適した嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法の場合には、浄化槽汚泥処理システム全体が 25.9% までに削減でき、濃縮車と嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法の組合が浄化槽汚泥処理システムの脱炭素化を促進できると考えられる。

表 6-3 浄化槽汚泥処理システムの脱炭素化効果

収集処理方式	収集・運搬	処理・資源化	CO ₂ 排出量
バキューム車 & 既存処理施設	416.2	1530.3	1946.5 (100%)
濃縮車 & 既存処理施設	301.7	1261.7	1563.4 (80.3%)
濃縮車 & 嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法	301.7	203.0	504.7 (25.9%)

6.2. 総括

本研究では、浄化槽汚泥の収集・運搬車両として開発された浄化槽汚泥濃縮車による収集・運搬、および濃縮汚泥の処理・資源化二つの部分の CO₂ 排出量削減に及ぼす効果の解析を行った。浄化槽汚泥の収集・運搬には、従来のバキューム車と濃縮車を用いたモデルを構築した。このモデルを利用して、浄化槽汚泥の収集・運搬由来の CO₂ 排出量に対して定量的評価を行った。また、このモデルで 625 種の地域特性を持つ地域に対してのシミュレーションを行い、濃縮車導入による浄化槽汚泥の収集・運搬効率を評価した。

汚泥処理については、既存処理施設と濃縮汚泥対応型の嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法に対して濃縮車導入の効果を評価した。ただし、嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法は実験室レベルの成果にとどまっているので、本研究では汚泥再生処理センター等施設整備の計画・設計要領に参照して、理論的な設計を行い評価した。

濃縮車単独の収集・運搬方式とバキューム車で張り水持参の収集・運搬方式を比較すると、濃縮車で 1 日清掃できる浄化槽数が多い地域は 70% 以上となり、濃縮車とバキューム車で 1 日清掃できる基数が同じ条件も含めると、全体の 97% 以上となる。また、浄化槽汚泥の収集・運搬由来の CO₂ 排出量と事業費用から見ると、濃縮車導入による地域特性にかかわらず年間 CO₂ 排出量と車両耐用年数までの事業費用節約効果があると示唆された。

次に、既存処理施設の設計図書や管理実績により、電気消費量とそれ由来の CO₂ 排出量を計算するシステムを構築した。このシステムを利用して、濃縮車導入による既存処理施設の CO₂ 排出量削減効果に対しての解析を行った。構築したシステムを用いて汚泥再生処理センターの搬入実績と同じ搬入汚泥量を設定してシミュレーションした計算値は、汚泥再生処理センターの電気消費量実績に対して 101% と良好に再現できた。濃縮車導入による汚泥再生処理センターの水処理設備の電気消費量や施設全体の CO₂ 排出量を解析した結果、膜分離高負荷脱窒素処理方式では、水処理設備の電気消費量は最大 12% 前後削減でき、施設全体の CO₂ 排出量は 20% 削減できる。その一方、標準脱窒素処理方式では、水処理設備の電気消費削減効果が期待できず、施設全体でも約 3% 前後の CO₂ 排出量しか削減できない。濃縮汚泥を希釈して処理する既存施設では濃縮車導入による CO₂ 排出量削減効果がわずかであることが明らかになった。

最後に、既往研究や汚泥再生処理センター等施設整備の計画・設計要領を参考にして、嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法の水処理設備に対しての設計を行った。設計した施設に濃縮汚泥を投入し、既存施設より約 85% の CO₂ 排出量削減効果が示された。嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法で濃縮汚泥を処理・資源化する技術は脱炭素化社会の実現を促進できると考えられる。

6.3. 課題と展望

本論文では、浄化槽汚泥収集・運搬モデルを構築する時に、5人槽合併処理浄化槽のみ、かつ区域内に設置した浄化槽の汚泥発生量が同じであることを仮定してモデルを構築した。本モデルを単独処理浄化槽や各種浄化槽処理方式、さらに人槽別の異なる汚泥発生量を考慮して修正する必要がある。

また、嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法に対しての理論的な設計を行った時、攪拌機の出力は既存処理施設の設計とタンク必要容積による推定した。適切な攪拌機の出力を検討する必要がある。さらに、パイロットスケールなどの実験で確認する必要がある。

本研究では、濃縮車を中心として、浄化槽汚泥の収集・運搬や浄化槽汚泥処理・資源化を含めて浄化槽汚泥処理システムの脱炭素化に関する評価を行った。浄化槽汚泥の収集・運搬の CO₂ 排出量モデルを構築した。このモデルがこれから浄化槽汚泥の収集・運搬の CO₂ 排出量削減と循環型社会の形成の促進に貢献できると考えられる。また、濃縮汚泥に適する嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法での汚泥処理・資源化の解析を行った。その結果は既存施設を更新する時に、浄化槽汚泥処理システムの脱炭素化の提案として参考になると思う。さらに、嫌気性膜分離法及び HAP+アナモックス法の理論的な設計を踏まえて、将来の実用化に向けての研究や設計が期待される。

謝辞

本論文を完成するにあたり、終始懇親なるご指導を賜りました恩師東北大学大学院教授西村修先生に深く感謝を申し上げます。

また、未熟な論文を審査頂きました東北大学大学院工学研究科教授李玉友先生、同教授佐野大輔先生、および同准教授坂巻隆史先生に深く謝意を表します。

この研究を進めるにあたり、終始暖かいご助言を賜りました公益財団法人日本環境整備教育センター濱中俊輔様、同センター武田文彦様、仁木圭三様と埼玉環境科学国際センター見島伊織様及び常葉大学大学院名誉教授小川浩先生に厚く御礼申し上げます。また、事務手続きなど大変お世話になりました東北大学大学院工学研究科土木工学専攻環境生態工学研究室秘書加藤明子さんをはじめ研究室の諸氏に心より感謝申し上げます。

汚泥再生処理センターの運転管理実績に係る貴重なデータをご提供いただきました伊達地方衛生処理組合の皆様と公益財団法人日本環境整備教育センター濱中俊輔様に心より感謝いたします。

嫌気性膜分離法及びHAP+アナモックス法の実験データをご提供いただき、丁寧に教えていただきました東北大学大学院工学研究科土木工学専攻環境保全工学研究室の博士郭広澤氏に深く感謝を表します。

最後に、今後とも浄化槽の研究に邁進することを期すると共に、本論文で述べた研究成果が循環型社会・脱炭素社会形成推進の一力になれば、筆者の望外の喜びとするところであります。

本研究は、濱中俊輔氏をリターとする「汚泥濃縮車を活用した浄化槽汚泥収集・運搬・処理過程における環境負荷削減効果の網羅的解析および最適活用方法の提案、環境研究総合推進費、2021年度～2023年度（R.3～R.5）」に参加して共同で行いました。