

オキシデーションディッチ法による廃水処理を導入した

微細藻類燃料生産プロセスの環境影響評価

2021年1月

石崎 理有

オキシデーションディッチ法による廃水処理を導入した

微細藻類燃料生産プロセスの環境影響評価

筑波大学大学院  
生命環境科学研究科  
国際地縁技術開発科学専攻  
博士（農学）学位論文

石崎 理有

# 目次

## 第一章 序論

1.1	微細藻類による燃料生産.....	2
1.2	微細藻類燃料生産における課題.....	3
1.3	本研究の目的.....	5
1.4	微細藻類燃料生産シナリオの構築 .....	5
1.4.1	既存シナリオと藻類シナリオ.....	8
1.4.2	既存排水処理シナリオ（既存シナリオ） .....	9
1.4.3	藻類統合排水処理シナリオ（藻類シナリオ） .....	10
1.4.4	シミュレーションのためのデータ設定.....	12
1.4.5	先行研究成果の活用 .....	13
1.4.6	培養槽の設計（藻類シナリオ） .....	14
1.4.7	栽培工程（藻類シナリオ） .....	16
1.4.8	濃縮工程（藻類シナリオ） .....	19
1.4.9	脱水工程（藻類シナリオ） .....	22
1.4.10	水熱液化（HTL）工程（藻類シナリオ） .....	24
1.4.11	構築シナリオにおける留意事項.....	26
1.5	微細藻類燃料生産における排水処理施設（OD 法）の妥当性 .....	27
1.5.1	オキシデーショondiッチ（OD）法の特徴.....	27
1.5.2	排水処理施設におけるメタン発酵と微細藻類燃料生産.....	29
1.5.3	妥当性の検討.....	30

## 第二章 微細藻類燃料生産シナリオに対するエネルギー・環境評価

2.1	緒言.....	33
2.2	方法	
2.2.1	既存シナリオの環境影響評価（LCA） .....	33

2.2.2	排水処理（既存シナリオ）	33
2.2.3	脱水汚泥の処理（既存シナリオ）	34
2.2.4	原油の輸入（既存シナリオ）	36
2.2.5	藻類シナリオの環境影響評価（LCA）	36
2.2.6	微細藻類燃料生産（藻類シナリオ）	37
2.2.7	培養槽（ORP）における CO <sub>2</sub> 吸収量（藻類シナリオ）	38
2.2.8	CO <sub>2</sub> 吸収の捉え方（藻類シナリオ）	39
2.2.9	HTL 工程(藻類シナリオ)	40
2.3	結果および考察	
2.3.1	地球温暖化係数（GWP100）による CO <sub>2</sub> 換算温室効果ガス（GHG）総排出量	41
2.3.2	エネルギー収支比（EPR）	43
2.4	結論	45

### 第三章 微細藻類燃料生産シナリオに対する経済性評価

3.1	緒言	47
3.2	方法	48
3.2.1	微細藻類燃料生産のための OD 法 WWTP 選択条件	48
3.2.2	検討対象モデル WWTP の選定（廃水処理種別・処理場立地）	49
3.2.3	検討対象モデル WWTP の選定（藻類生産の適用可能容量）	50
3.2.4	検討対象モデル WWTP の選定（廃熱・排 CO <sub>2</sub> ）	51
3.2.5	栗野 WWTP の既存シナリオ	53
3.2.6	栗野 WWTP における藻類シナリオの導入	54
3.2.7	栗野 WWTP における処理量（藻類シナリオ）	56
3.2.8	栗野 WWTP における藻類シナリオ A・B（藻類シナリオ）	58
3.2.9	藻類シナリオの分割	59
3.2.10	各工程の経済性を計算するための関数の設定	60
3.2.11	栽培・収穫工程のコスト関数	65

3.2.12	沈殿工程のコスト関数.....	66
3.2.13	脱水工程のコスト関数.....	67
3.2.14	水熱液工程のコスト関数.....	68
3.2.15	バイオクルードの販売価格と脱水汚泥処理費用.....	69
3.3	結果および考察	
3.3.1	3シナリオ（既存，藻類 A：廃熱利用有り，藻類 B：廃熱利用無し） の運転コスト .....	70
3.3.2	1日の排水処理量を 1,000 m <sup>3</sup> 規模でのコスト変化 .....	72
3.3.3	藻類シナリオ A・B における前提条件変更時の経済性変化.....	73
3.3.4	微細藻類燃料生産シナリオにおける環境負荷.....	74
3.4	結論.....	75
<b>第四章 総論</b> .....		<b>76</b>
<b>参考文献</b> .....		<b>79</b>
<b>謝辞</b> .....		<b>83</b>
<b>付録</b>		
付録 A	採用した藻類シナリオのデータセット（南相馬の実証実験） .....	84
付録 B	藻類シナリオの文献から収集したデータセット .....	88
付録 C	経済性の検討に関連する資料.....	89

## 図一覧

図 1-1	既存および微細藻類による排水処理シナリオのシステム境界 .....	7
図 1-2	南相馬大規模実証実験施設の開放型レースウェイ式培養槽 .....	15
図 1-3	栽培工程における排水 1 m <sup>3</sup> 当たりの質量均衡 .....	16
図 1-4	南相馬の栽培工程における収穫用ポンプ (0.55 kW × 2 台) .....	18
図 1-5	濃縮工程における排水 1 m <sup>3</sup> 当たりの質量均衡 .....	19
図 1-6	南相馬の濃縮工程で使用された遠心脱水機 (15 kW, 8000 L/h) .....	20
図 1-7	脱水工程における排水 1 m <sup>3</sup> 当たりの質量均衡 .....	22
図 1-8	南相馬の脱水工程で使用された遠心脱水機 (1.42 kW, 520 kg/h) .....	23
図 1-9	HTL 工程における排水 1 m <sup>3</sup> 当たりの質量均衡 .....	24
図 1-10	南相馬の HTL 工程で使用された HTL 装置 (10.2 kW, 21.6 kg/d) ..	25
図 1-11	日平均処理量別の公共排水処理場数と採用処理方式 .....	28
図 1-12	日処理規模による 2 種の既存 WWTP と更新シナリオ .....	29
図 2-1	日平均処理量と排出脱水汚泥の関係 .....	35
図 2-2	HRT 4 日間の排水 1 m <sup>3</sup> あたりの微細藻類および CO <sub>2</sub> の質量均衡 ....	38
図 2-3	運転時における既存・藻類シナリオの CO <sub>2</sub> 換算総排出量 .....	41

図 3-1	藻類培養槽と脱水装置を新設せずに、微細藻類燃料生産シナリオを 既存 OD 法 WWTP に組み込むための、処理場選定フロー図.....	49
図 3-2	1 日の平均排水処理量と処理能力および所在 .....	50
図 3-3	栗野 WWTP における一日当たりの既存排水処理フロー .....	53
図 3-4	栗野 WWTP に微細藻類燃料生産システムを一部導入したシナリオの 排水処理フロー .....	54
図 3-5	近隣の熱供給施設の有無による藻類シナリオ A・B の設定 .....	58
図 3-6	経済性検討のためのコスト関数と質量バランス .....	59
図 3-7	既存システムと微細藻類燃料生産システム A・B における排水 1 m <sup>3</sup> あたりの処理費用（\$） .....	70
図 3-8	1 日の排水処理量を 1,000 m <sup>3</sup> に拡大時の各シナリオのコスト .....	72
図 3-9	各シナリオにおける環境負荷 .....	74

<付録>

図 A-1	栗野排水処理場と古里機材株式会社との位置関係.....	89
-------	-----------------------------	----

## 表一覧

表 1-1	南相馬大規模実証実験における微細藻類からバイオ燃料への変換率 ...	8
表 1-2	南相馬における微細藻類燃料生産の一次脱水処理における手法別評価 .....	11
表 1-3	南相馬実証実験施設をもとにした先行研究と本研究による各工程の分 析プロセスの相違点.....	13
表 1-4	開放型レースウェイ式培養槽における固定値および従属変数の設定 .	14
表 1-5	栽培工程における固定値および従属変数の設定 .....	17
表 1-6	濃縮工程における固定値および従属変数の設定 .....	21
表 1-7	脱水工程における固定値および従属変数の設定 .....	23
表 1-8	HTL 工程における固定値および従属変数の設定.....	25
表 2-1	微細藻類燃料生産における各工程からの環境負荷.....	37
表 2-2	環境影響評価におけるシステム境界内の算入・除外事項 .....	42
表 2-3	各シナリオにおける運転エネルギーの収支.....	43
表 2-4	微細藻類燃料生産における使用電力および運転エネルギー .....	44
表 3-1	排熱と排ガス (CO <sub>2</sub> ) を供給可能な施設と WWTP の近接性.....	51
表 3-2	既往研究のバイオマス生産性と本章での計算に採用した値.....	55



表 3-3	経済性計算のための各シナリオの設定数値および検討対象項目 .....	56
表 3-4	微細藻類燃料生産における一日当たり 81.6 m <sup>3</sup> の排水を処理すると仮定した際の定数および変数 .....	61
表 3-5	影響の大きい仮定を変更した際のコスト変化 .....	73
<付録>		
表 A-1	LCA 計算のための固定値.....	84
表 A-2	各工程の電気使用量に関する関数一覧.....	86
表 A-3	各工程の必要台数および従業員数に関する関数一覧 .....	86
表 A-4	LCA 計算に使用したデータ .....	87
表 A-5	培養工程における微細藻類培養時の分子式 .....	88
表 A-6	HTL 工程における微細藻類の分子式.....	88
表 A-7	既存 OD 法排水処理施設と微細藻類燃料生産システム A・B の運転費用 .....	90
表 A-8	経済性評価における主な計算式の試算結果と内訳.....	91

## 略語一覧

AA	<i>Acetic Acid</i>	酢酸
A2O	<i>Anaerobic-Anoxic Oxic</i>	嫌気無酸素好気法
BOD <sub>5</sub>	<i>Biochemical Oxygen Demand (5-day)</i>	生物化学的酸素要求量 (5日)
BC	<i>Biocrude</i>	バイオ原油
CAS	<i>Conventional Activated Sludge</i>	標準活性汚泥法
DS	<i>Dehydrated Sludge</i>	脱水汚泥
DW	<i>Dry Weight</i>	乾燥重量
EC	<i>Electricity Consumption</i>	電力消費
EPR	<i>Energy Profit Ratio</i>	エネルギー収支比
GHG	<i>Greenhouse Gas</i>	温室効果ガス
GWP	<i>Global Warming Potential</i>	地球温暖化係数
HHV	<i>Higer Heating Value</i>	高位発熱量
HRT	<i>Hydraulic Retention time</i>	水理学的滞留時間
HTL	<i>Hydrothermal Liquefaction</i>	水熱液化
LCA	<i>Life Cycle Assessment</i>	環境影響評価
MA	<i>Microalgae</i>	微細藻類
OA	<i>Organic Acid</i>	有機酸
OD	<i>Oxidation Ditch</i>	酸化溝
ORP	<i>Open Raceway Pond</i>	開放型レースウェイ式培養槽
PC	<i>Polymer Coaglant</i>	高分子凝集剤
PS	<i>Iron (II) Polysulphate</i>	ポリ硫酸第二鉄(凝集剤)
SS	<i>Suspended Solid</i>	浮遊物質
SDGs	<i>Sustainable Development Goals</i>	持続可能な開発目標
TN	<i>Total Nitrogen</i>	全窒素
TP	<i>Total Phosphorus</i>	全燐
TS	<i>Total Solids</i>	全蒸発残留物

W.W.(w.w.)	<i>Wastewater</i>	排水
WWTP	<i>Wastewater Treatment Plant</i>	排水処理施設

# 第一章

## 序論

## 1.1 微細藻類による燃料生産

近年、地球温暖化に対する世界的な脱化石燃料の流れの中で、再生可能エネルギーの利活用に注目が集まっている。中でも微細藻類によるバイオ燃料生産は、太陽光発電や風力発電とは異なり、液体燃料としてエネルギーを生産できる。よってジェット燃料など、2次電池による化石燃料の代替が困難な既存システムの脱化石燃料に対応可能なため、国際航空分野からの注目が集まっている。例えば、JAXAでは現在のリチウムイオン電池のエネルギー密度では、旅客機のような中型～大型機は飛ばすことができないため、当面はシリーズハイブリット方式の実用化を2030年～50年代に目指すとしている[1]。

微細藻類による燃料生産は、二酸化炭素を固定化することで温室効果ガス（GHG）の排出量を削減できるほか、食料生産と競合しない排水を栄養塩として利用できる特徴を持つ[2]。日本における微細藻類の培養条件の適合性では、赤道付近と比べると、日射量が少なく冬場の水温が低い等不利な面がある。しかし、藻類の生産効率という観点からではなく、未利用資源を活用した微細藻類による廃水処理という観点からすると、微細藻類による燃料生産は日本においても有望である。福島県南相馬市や佐賀県佐賀市では大規模な微細藻類油脂生産の実証実験が実施され、詳細なデータが報告されている。

筑波大学を中心とした南相馬市の実証実験プラントでは、0.1 haの開放型レースウェイ型培養槽（ORP）により50 m<sup>3</sup>/dのバイオ燃料の原料生産が可能であることが報告されている[3]。培養には土着藻類の多種混合培養が採用され、使用された主な微細藻類は *Desmodesmus* sp., *Dictyosphaerium* sp., *Klebsormidium* sp., *Micractinium* sp., *Scenedesmus* sp.である[4]。

## 1.2 微細藻類燃料生産における課題

現在のところ、微細藻類によるバイオ燃料製造システムはエネルギー収支比（EPR）・環境影響評価（LCA）、採算性において、既存のエネルギー供給システムとの競争力が課題となっている。そのため、藻類の製造方法や排ガス・廃熱などの最適な組み合わせによる環境負荷の低減、採算性向上に関心が集まっている[5]。

EPR・LCA におけるボトルネックは、ORP 内の水循環のためのポンプ動力、遠心分離による脱水工程、水熱液化（HTL）工程に必要なエネルギーである。先行研究では、CO<sub>2</sub> ガスを添加した排水の利用により、微生物の増殖とCO<sub>2</sub> の削減に有効であることが示されている[6]。しかし、微細藻類による排水処理の導入やシステム全体の排出量については、藻類からの燃料生産システムの全体の詳細が不明であったため、詳細な検証がなされていない。一方、南相馬における実証実験においては、家庭からの排水をろ過した後、ORP で微細藻類の生産に利用している[7]。このため、排水は微細藻類を培養するための栄養塩として活用できるとともに、エネルギーとCO<sub>2</sub> を削減できる可能性があることが示唆される。先行研究においては微細藻類燃料生産の理論値における計算結果が報告されている[5]。しかし実用化のためには、理論値での計算結果のみをもって微細藻類燃料生産のEPRやLCAを評価するのは不十分であり、エネルギー使用量、CO<sub>2</sub> 排出量をより正確に推定することが求められている。そこで、南相馬市の実証実験プラントにおける微細藻類からの石油生産可能性を予測するため、LCAアプローチに基づくシミュレーションを実施し、検証した。

採算性においては、微細藻類からバイオディーゼルを製造する場合の、建設減価償却費と運転費の合計は141～159円/L（1.3～1.5\$/L）と試算されている[8]。試算内訳は、建設費が20%（減価償却20年）、運転費が80%程度であり、前提として、東北地方において既存の火力発電所からの廃熱・排ガス（CO<sub>2</sub>）を利用し、火力発電所の敷地内に生産設備を建設することを想定している。また海外の報告では、オーストラリアにおいて、微細藻類からのバイオ

原油生産コストの事例では、副産物として高価値の飼料と肥料を同時に販売し、1.5 \$/L と報告されている[9]。しかし、これらの報告における微細藻類の燃料生産システムは、既存の化石燃料システムと比較してコスト面での課題がある。

このコスト面での課題を解決するためには、どのようなシステムとの組み合わせが最適か検討する必要がある。また、そのシナリオに沿って、既存システムと比較するための、微細藻類燃料生産のコストを予測するためのコスト従属変数が必要となる。採算性におけるボトルネックは、藻類増殖のための栄養塩と淡水の経費である。淡水ではなく排水を微細藻類の培養に利用出来れば、栄養塩・淡水の経費を削減でき、かつ排水処理コスト分が収益になるため、1605.9 円/kg-バイオクルード (BC) -wet から 160.6 円/kg-BC-wet へとコストを削減することが可能との報告がある[3]。そこで、本研究では南相馬市の実証実験プラントでの成果をもとに、排水処理と微細藻類燃料生産を組み合わせたコスト従属変数を構築し、採算性を検証することとした。

### 1.3 本研究の目的

本研究の目的は、微細藻類の培養を排水処理と組合せた際の、微細藻類燃料生産の可能性を評価することである。具体的には、はじめに、南相馬市の実証実験プラントでの成果をもとに、微細藻類の培養からバイオクルード生産までを含めたシステムモデルを構築する。つぎに、構築したシステムモデルをベースにシミュレーションを実施し、EPR・LCA、経済性について、微細藻類燃料生産の実現可能性を検証し、システム全体からのボトルネックの明確化を図る。

### 1.4 微細藻類燃料生産シナリオの構築

本章では、微細藻類燃料生産の EPR・LCA、経済性検証のための基礎となるシミュレーションのためのシステムモデルを、最新の研究成果[7]に基づき構築した。システムモデルは既存シナリオと藻類シナリオの2種類あり、藻類シナリオは、培養槽の設計、栽培工程、濃縮工程、脱水工程、水熱液化（HTL）工程から構成されている。なお、既存シナリオとして検討対象にしたオキシデーションディッチ法の排水処理施設の詳細については第三章に、システムモデルの検証結果は、EPR・LCA については第四章に、経済性評価については第五章に記載している。

また、システムモデルの前提として、微細藻類燃料生産システムに関する先行研究[10]での検討を踏まえた。すなわち、排水利用による肥料代替効果によるエネルギー・コスト削減、排水処理と藻類培養の同時実施による培養槽での水循環エネルギー（曝気エネルギー）の削減、発電所等からの廃熱の HTL での利用によるエネルギー削減、CO<sub>2</sub> 供給源としての排ガス利用が含まれている。

前述のように、微細藻類燃料生産と排水処理の組み合わせにより、EPR や LCA、経済性の向上が見込まれているため、藻類システムと排水処理プラント（WWTP）の適切な組合せを検討した。その結果、オキシデーションディッチ



法（OD 法）[11]の排水処理プラントが組合せとして有望であることが分かった。OD 法は無蓋かつ水深が 2-5mと浅いため、藻類の光合成に必要な太陽光を供給しやすいという利点がある。また、藻類培養に一般的に使用されている開放型レースウェイ培養槽（ORP）と形状が類似しており、代替も容易と考えられる。

排水利用の微細藻類への適用可能性については、茨城県の東部浄化センター（標準活性汚泥法）において、オーバーフロー水（一次処理水）と酢酸ナトリウム（0.3 g/L）を培養槽に入れ、半連続培養を行った実験が報告されている。その結果、0.037~0.049g/L/d の藻類バイオマス生産性であった[7]。また、筑波大学の下水ピットからの生活污水を用いた補助実験においては、藻類生産性は 16.8 g/m<sup>2</sup>/d 水理学的滞留時間（HRT）は 4 日であった[12]。このことから、排水を利用することにより淡水の使用を低減でき、かつ OD 法などの排水処理施設で藻類生産が可能であると仮定した。

栄養塩の排水での代替による削減については、淡水を代替することによる直接供給分と、HTL プロセスで発生する廃棄物を養分として更に再利用できることが報告されている[7]。藻類の生育促進には、HTL プロセスからの廃有機酸を高濃度で追加利用することが有効である。報告によると、活性炭で処理した HTL プロセスからの廃有機酸を栄養塩として半量使用し、残りの半分は市販の酢酸ナトリウムで供給することにより安定した培養が可能であった。

微細藻類培養時における、ORP 内の循環等に使用されるエネルギー量は、南相馬市の既存設備から算出した[7,10]。加えて本研究では、使用時間と 1 日の最大処理能力に対して装置の大きさと数を最適化し、その値をより実態を反映した従属変数（付録 B）を用いて算出した。また、既存施設で使用されていた遠心分離による分離を、凝集剤を用いた凝縮沈殿に変更することで、エネルギー消費量を削減した。さらに、HTL エネルギーについては、電力の代わりに発電所などの廃熱を熱処理に利用すると仮定した。環境への影響については、発電所からの排ガスや排熱をコストや環境への影響に負荷を与えることなく利用

できるとした。また、培養槽での藻類の CO<sub>2</sub> 吸収や OD 法による脱水汚泥処理に伴う GHG 排出量も考慮した。

以上を踏まえ、本研究では"現行排水処理シナリオ (既存シナリオ)"と"藻類統合排水処理シナリオ (藻類シナリオ)"の 2 つのシナリオを提案した (図 1-1)。

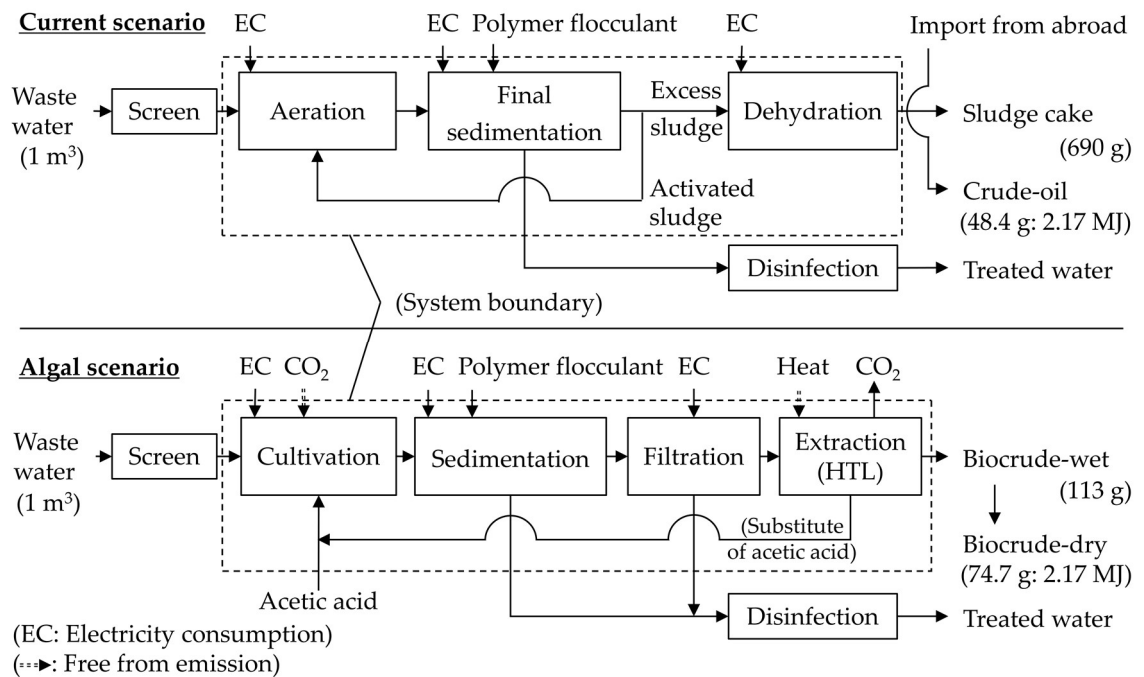


Fig. 1-1 System boundary for current and algal scenarios

図 1-1 現状および微細藻類による排水処理シナリオのシステム境界

#### 1.4.1 既存シナリオと藻類シナリオ

2つの排水処理システムでは、既存シナリオは曝気工程から処理が始まり、藻類統合排水処理シナリオは培養工程から始まる（図 1-1）。比較のため、両シナリオとも同じ 1 m<sup>3</sup>の排水を処理し、2.17 MJ のバイオクルードを生産・もしくは輸入すると仮定した。ここでは、実証実験における 50 m<sup>3</sup> を基準とした実験を、1 m<sup>3</sup> 単位に除して計算している（表 1-1）。藻類シナリオでは、既存シナリオの原油と比較するために、最終生成物としてバイオクルードウェットを想定した。

Table 1-1 Conversion ratio of microalgae to biocrude from the pilot plant located at Minamisoma

表 1-1 南相馬大規模実証実験における微細藻類からバイオ燃料への変換率

Process	1-d process		Biomass SS <sup>1</sup> in Eject from Each Process (%)	HHV <sup>2</sup> (MJ/kg)	Remarks
Microalgae					
Cultivation (ORP)	50 m <sup>3</sup>	(1 m <sup>3</sup> )	0.034	-	[10]
Centrifugation	1441.00 kg	(28.802 kg)	1.156	-	[10]
Drum filtration	70.81 kg	(1.415 kg)	20.000	-	[10]
Extraction (HTL)	5.66 kg	(113.2 g)	Biocrude-wet	-	[10]
Purification	-	(74.7 g*)	Biocrude-dry <sup>3</sup>	29.1	[7]
Crude oil	-	(48.4 g*)	-	44.9	[13]

<sup>1</sup>Suspended solid, <sup>2</sup> Higher heating value, <sup>3</sup> Conversion rates: 0.66,

\*Based on the same HHV

HTL プロセスの後、微細藻類は、バイオクルドウェット(油相)と水相に変換される。その後、周囲温度 105°C で 30 秒以内の重量変化が 0.01% 以下になるまでバイオクルドウェットを乾燥させた物質をバイオクルドドライと呼ぶ。実験の結果、バイオクルドウェットからバイオクルドドライへの収率は 0.66 であった。したがって、113 g のバイオクルドウェットは 74.7 g ( $113.2 \text{ g} \times 0.66$ ) のバイオクルドドライになる。精製されたバイオクルドドライ 74.7 g の熱量は高位発熱量 (HHV) 換算で 2.17 MJ に相当するため、原油 48.4g に相当することが分かった ( $0.0747 \text{ kg} \times 29.1 \text{ MJ/kg} \div 0.0484 \text{ kg} \times 44.9 \text{ MJ/kg}$ )。なお HTL 後の水相は、廃有機酸として酢酸の代替栄養塩としてリサイクルすることを想定している。

#### 1.4.2 既存排水処理シナリオ (既存シナリオ)

既存排水処理シナリオでは、OD 法の排水処理場を、藻類シナリオでの比較対象として選択した。LCA および EPR を試算するため、OD 法排水処理場の直接エネルギーと投入物質について検討した (図 1-1 上部)。1 m<sup>3</sup> の排水処理に加え、藻類シナリオと整合性を保つために、脱水汚泥 690 g の処理、原油 48.4 g の輸入にかかるエネルギーや環境負荷をシナリオに含めた。LCA や EPR の算出においては、運転時の直接エネルギー・物質のみならず、建設から廃棄までを含めることが期待されるが、今回のモデルでは藻類専用の施設を新設するのではなく、既存 OD 法の下水処理場における OD 槽や脱水設備が藻類の生産に使用できる可能性が高いとし、建設エネルギーや資材は計算に含めていない。また廃棄時にかかる環境負荷も含めていない。なお、既存シナリオに使用しているデータはすべて既往研究から参照したものである。

### 1.4.3 藻類統合排水処理シナリオ（藻類シナリオ）

藻類シナリオでは、微細藻類を培養することで 113 g のバイオクルードウェットを発生させ、1 m<sup>3</sup>の排水を処理することができる（図 1-1 下部）。前提として ORP での CO<sub>2</sub>を含む排ガスの利用と、発電所からの排熱を HTL プロセスで利用するとした。また、藻類シナリオの LCA においては、投入エネルギーや物質による間接的な CO<sub>2</sub>相当量の算定に加え、ORP での微細藻類による CO<sub>2</sub>吸収、添加した CO<sub>2</sub>の未吸収部分による大気放出、HTL での化学変化による CO<sub>2</sub>排出が含まれている。詳細シナリオ設定について以下に述べる。なお、上述のように藻類シナリオにおいても建設エネルギーや資材は計算に含めておらず、廃棄時にかかる環境負荷も含めていない。

既存の南相馬大規模実験施設と本藻類シナリオの相違点としては、濃縮工程が挙げられる。南相馬では遠心分離機を使用していたが、高分子凝集剤と沈殿槽を使用した方が効率的に微細藻類を収集できることが推定されたため、本シナリオでは高分子凝集剤による沈殿を採用した（表 1-2）。

微細藻類の栄養分としての排水導入に関し、微細藻類の生産量は、南相馬市の微細藻類バイオ燃料生産パイロットプラントで得られた結果をもとに算出した[7]。その後、藻類燃料生産に必要な十分な CO<sub>2</sub>と廃熱を設定した。つぎに、藻類システムにおいて、排水を十分浄化可能であるかについて、以下の報告にて検証した[7]。報告の実験は2018年12月に実施され、茨城県の小貝川東部排水処理場から回収した排水処理に成功した。処理前の水は、52 mg/L の生化学的酸素要求量（BOD）、140 mg/L の懸濁物質（SS）、23 mg/L の全窒素（TN）、4.5 mg/L の全リン（TP）であった。微細藻類の培養にて排水処理を行った結果、BOD は 17 mg/L、SS は 18 mg/L、TN は 7.3 mg/L、TP は 0.19 mg/L に低下した。一方、既存排水処理施設で処理した水は、BOD が 11 mg/L、SS が 15 mg/L、TN が 9.1 mg/L、TP が 1.4 mg/L であった。どちらのシステムも茨城県の河川放流基準である BOD : 40 mg/L 以下、SS : 40 mg/L 以下という基準値を達成していた。

Table 1-2 Evaluation of different methods in the primary dewatering process of microalgae production at Minamisoma [12]

表 1-2 南相馬における微細藻類燃料生産の一次脱水処理における手法別評価 [12]

Primally dewatering process	Characteristic	Operating cost	Adaptability
Centrifuges	Huge energy consumption (3.3 kWh/kg-dry-MA)	Energy cost is high	Existing at Minamisoma
Flocculation (Sedimentation)	Relevant at present, the added chemical may cause environmental concern	Low	Adopted in this paper
Gravity settling	Hardly sinks after 3 hours	-	Not applicable
Siphon type osmosis membrane	0.014% to 0.030% 1.7 min/kg-MA*(0.014%)	Membrane cost is high	Future possibilities

\*Microalgae

ここで、排水が栄養塩として十分に微細藻類に養分を供給できているか検討した。従来使用していた人工培地[12]から測定した微細藻類培養のための必要量は、TN が 14.0 mg/L, TP が 1.2 mg/L であった。上記データによると、処理前後の質量バランスでは、TN は-15.7 mg/L, TP は-4.31 mg/L であり、使用した排水から十分な TN と TP が供給できていることが分かった。

つぎに、排水の処理速度とシステム容量について検討した。一般的に排水処理にかかる水理学的滞留時間 (HRT) は OD 法の 1.8 日に対して微細藻類は 4.0 日であり、より大きな容積を必要とする。微細藻類を培養するための ORP の南相馬での水深は 0.2 m であり、0.8 m の水深でも培養可能であることが分かっている。一方 OD 法では、2.5 m 程度のところが一般的である。しかし、OD 法を利用した WWTP の既存処理能力に対する使用割合は、栃木県でおよそ半分程度である[14]。OD法を利用したWWTPの中には処理能力の3%しか利用していない施設もあった。OD法を利用している WWTP は、地方都市に多

く設置されており、人口減少地域と重なる場合が多く将来的には施設容量に余裕ができる可能性が高い。そこで、一日当たりの処理量が処理能力の約 1/6 であれば、微細藻類培養のために培養槽水深を 2.5 m から 0.8 m 程度に変更し容量が約 1/3 に減り、HRT が倍になったとしても、藻類システムを導入することができる。

なお、参考にした実験結果は標準的な活性汚泥法における一次処理水（一次沈殿池の越流水）の排水を使用しており、本シナリオでは、非一次処理水（OD 法には一次沈殿池が無く、直接 OPR に投入する）を想定している。そのため、藻類の増殖割合や排水処理能力が同一ではない可能性を含んでいる。

#### 1.4.4 シミュレーションのためのデータ設定

藻類シナリオにおける CO<sub>2</sub> 排出量とエネルギー利益率（EPR）を計算するため、次の各工程で解説するデータを設定した。南相馬での実験データに基づき、一日当たり 50 m<sup>3</sup>-w.w./d の廃水（m<sup>3</sup>-w.w.）を投入し、5.66 kg のバイオクルードウェットが生産できるとした。はじめに、50 m<sup>3</sup>-w.w./d を基準に計算を行い、その結果を 50 で割って 1 m<sup>3</sup>-w.w.の藻類シナリオに適応させた。

藻類シナリオでは、100 以上の数値を設定し計算する必要があった。便宜上、それらを独立変数、従属変数、固定値に分類した。独立変数は、シナリオ設定に応じて数を変更できることを意味する。従属変数は、独立変数や固定値に基づいて動的に変化する。固定値は、実験結果や文献データによって固定された値である（表 A-1）。以下の各工程の説明において、独立変数と従属変数の詳細について説明する。また、エネルギー使用量等については関数を用いて設定した（表 A-2, A-3）。

#### 1.4.5 先行研究成果の活用

本研究における藻類シナリオのプロセス計算は、微細藻類燃料生産の理論的なエネルギー解析[10]の続編である。南相馬で得られた新たな実験データを用いて理論値を実験値に更新した（表 1-3）。

藻類シナリオでは、培養、ろ過、抽出は先行研究と同様に設定した。ただし、遠心分離工程については、エネルギー投入量を削減するために、遠心機を凝集槽に変更した。さらに、精製工程を導入した。先行研究では、バイオクルードウェット(BC-wet)の高位発熱量 (HHV) を参考文献より 34.2 MJ/kg-BC-wet としていた。しかし[7]では、南相馬市の微細藻類の精製における実験結果よりバイオクルードドライ(BC-dry)の HHV を 29.1 MJ/kg-BC-dry とした。なお、最終製品としては BC-wet を設定した。これは、使用目的に応じ多種多様な精製方法があるためである。また、生産物の販売価格設定は水分率を考慮した上で BC-wet の状態で設定した。

Table 1-3 Analytical process for each stage of microalgae production from the pilot plant located at Minamisoma

表 1-3 南相馬実証実験施設をもとにした先行研究と  
本研究による各工程の分析プロセスの相違点

	Process				
	Cultivation	Centrifugation	Filtration	Extraction	Purification
Previous study[10]	Empirical	Empirical	Experimental	Theoretical	-
This research	Empirical	Theoretical	Experimental	Experimental	Experimental



#### 1.4.6 培養槽の設計（藻類シナリオ）

培養槽における基本的な値を次のように設定した（表 1-4）。前述したように、従属変数は独立変数、固定値により自動的に変更される。例えば、ポンプ容量（83 L/min）は従属変数である。これは、処理槽の容量(200 m<sup>3</sup>)を HRT（4 d）で割って求められる 1 日の処理量（50 m<sup>3</sup>）と、付録 A（表 A-1）に示す作業時間 C（ポンプ）（10 h/d）より計算した。南相馬の実証実験では、1,000 m<sup>2</sup> 規模の開放型レースウェイ式培養槽が使用された（図 1-2）。

Table 1-4 Parameters set in the open raceway pond per 50 m<sup>3</sup>/d

表 1-4 開放型レースウェイ式培養槽における固定値および従属変数の設定

Parameter	Input	Unit
Independent		
Pond volume	200	m <sup>3</sup>
Pond length	50	m
Pond width	20	m
Pond water depth	0.2	m
HRT	4	day
Dependent		
Pond area	1,000	m <sup>2</sup>
Pump capacity	83	L/min



Fig. 1-2 Open raceway pond (1000 m<sup>2</sup> scale)

図 1-2 南相馬の開放型レースウェイ式培養槽

### 1.4.7 栽培工程（藻類シナリオ）

藻類シナリオにおける栽培工程では、1 m<sup>3</sup> の排水と電力、CO<sub>2</sub>、有機酸から1 t の微細藻類懸濁液（0.034%）を栽培する工程である（図 1-3、表 1-5）。前述のように、藻類光合成のための水および養分供給源としての排水の可能性について言及した[7]に基づき、排水を使用した。また、発電所やゴミ焼却炉などで排出された CO<sub>2</sub> を再利用して、培養時に CO<sub>2</sub>（濃度 15%）を供給し、微細藻類により CO<sub>2</sub> を 0.639 g/m<sup>3</sup>-w.w.（45%）回収することが分かった。詳細については「培養槽における CO<sub>2</sub> 吸収量（2.2.7）」で追加説明する。この工程では微細藻類からの CO<sub>2</sub> 排出は想定されなかったが、しかし、供給された CO<sub>2</sub> の内、0.325 kg/m<sup>3</sup>-w.w.（55%）は、吸収されることなく大気へ放出される。そのため、シナリオ中の直接排出量をととして計上した。

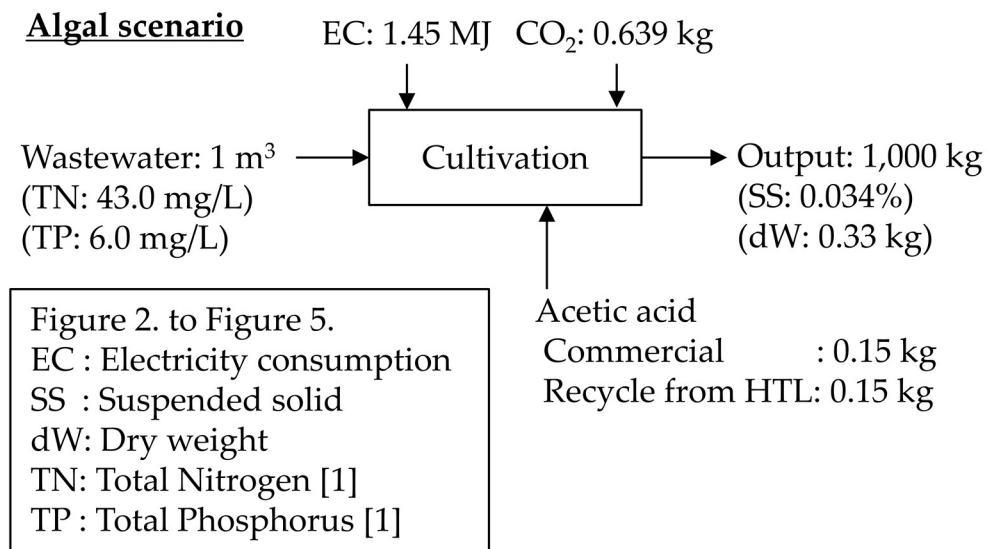


Fig. 1-3 Mass balance of microalgae oil production in cultivation sub-unit per 1 m<sup>3</sup>

図 1-3 栽培工程における排水 1 m<sup>3</sup> 当たりの質量均衡

Table 1-5 Parameters set at cultivation sub-unit per 50 m<sup>3</sup>/d

表 1-5 栽培工程における固定値および従属変数の設定

Parameter	Input	Unit
Independent		
Water (W.W.: 1 or Fresh: 0)	1	-
WWTP for algae	1	item
Pump	2	item
Pipe A	20	m
Dependent		
Acetic acid (50% from HTL)	15	kg/d
Carbon dioxide	15	kg/d
Wastewater	50	m <sup>3</sup> /d
Electricity for paddle wheel (e4)	36	MJ/d
Electricity for pump (e1)	37	MJ/d
Paddle wheel (n4)	1	item

表 1-5 において、従属変数に括弧が付随しているもの「(e4), (e1), (n4)」がある。これらのカッコは、定式化された関数（表 A-2, A-3）によって決定されたことを示している。例えば、(e4)のパドルホイールの使用電力は、所要動力  $f(x) = 2.75x$ （表 A-2）、機器の使用時間 18 h/d（表 A-1）より、 $\{2.75 \times 0.2 \text{ m (深さ)}\} \text{ kW} \times 18 \text{ h/d} \times 3.6 \text{ MJ/kWh} = 36 \text{ MJ/d}$  と計算される。これに、収穫時に使用する移送用ポンプ（図 1-4）の使用電力が加わり、合計で 72.7 MJ/d となる。72.7 MJ/d は、南相馬の 1 日の処理量 50 m<sup>3</sup> を基準に計算したものであるため、藻類シナリオの計算基準である 1 m<sup>3</sup> に適合させるため 50 m<sup>3</sup> で割ると、消費電力は 1.45MJ/m<sup>3</sup> となる（図 1-3）。



Fig. 1-4 Pumps for harvest in cultivation sub-unit at Minamisoma (0.55 kW × 2 units)

図 1-4 南相馬の栽培工程における収穫用ポンプ(0.55 kW × 2 台)

序論で述べたように、HTL プロセスから生成される副産物である有機酸を、栄養分として再利用する設定にした[7]。このシナリオでは、栄養塩として投入する酢酸の半分が再利用の有機酸に置換し、総質量を 0.3 g/L とした。その他の投入量、出力、廃棄物の質量は、先行研究[10]と同じである。栽培工程において生産された微細藻類懸濁液 (0.034%) 1 t は濃縮工程へと送られる。

#### 1.4.8 濃縮工程（藻類シナリオ）

濃縮工程（図 1-5）は，栽培工程（図 1-3）の次の工程に位置する工程である。ここでは，栽培工程から移送された微細藻類懸濁液は凝集剤と混合され，沈殿槽 A で濃縮微細藻類懸濁液（1.156%）と水相に分離される。分離された更なる沈殿により放流水質基準を満たすため沈殿槽 B へ送られ，河川へ放流される。

##### Algal scenario

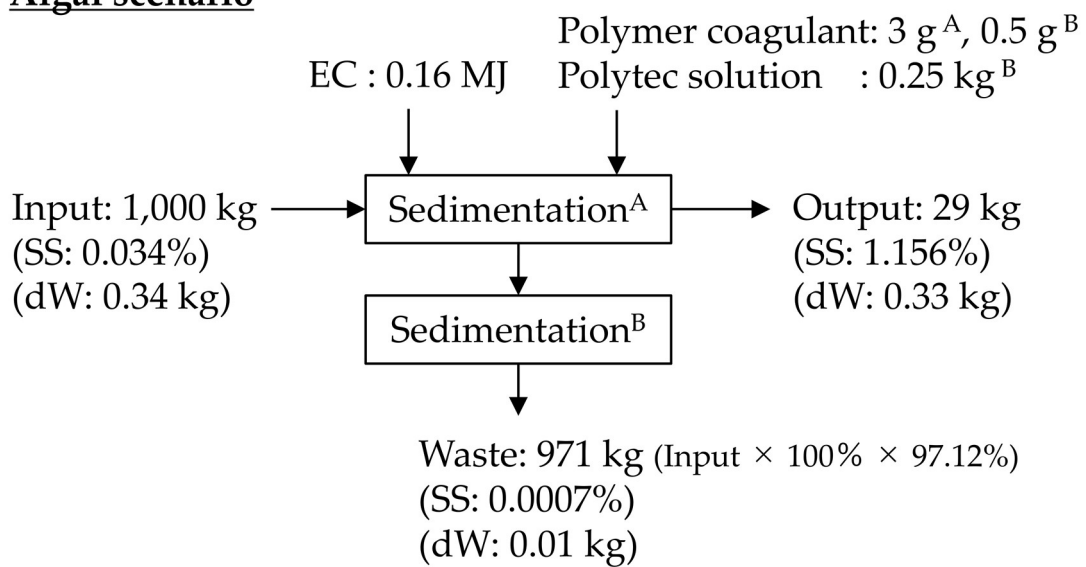


Fig. 1-5 Mass balance of microalgae oil production in flocculant sub-unit per 1 m<sup>3</sup>

図 1-5 濃縮工程における排水 1 m<sup>3</sup> 当たりの質量均衡



Fig. 1-6 Centrifuge equipment at Minamisoma (15 kW, 8,000 L/h)

図 1-6 南相馬の濃縮工程で使用された遠心脱水機 (15 kW, 8,000 L/h)

本研究における濃縮工程では南相馬で使用された遠心分離装置（図 1-6）を沈殿槽に置換し、投入エネルギーの低減を図った。沈殿槽 A では沈殿用の高分子凝集剤（ $3 \text{ g/m}^3\text{-w.w.}$ ），沈殿槽 B では水相の処理に無機凝集剤であるポリテック溶液（ $0.25 \text{ kg/m}^3\text{-w.w.}$ ）と高分子凝集剤（ $0.5 \text{ g/m}^3\text{-w.w.}$ ）を用い、遠心分離機（ $1 \text{ kWh/m}^3\text{-w.w.}$ ）の代わりに沈殿槽の攪拌動力（ $0.04 \text{ kWh/m}^3\text{-w.w.}$ ）を用いることで、同じ微細藻類回収率を得ることができる[7]（表 1-6）。水相は[10]で使用されている「汚泥: Sludge」の代わりに「廃棄物: Waste」と命名したが、内容は同じである。一次濃縮された微細藻類混濁液（1.156%）29 kg は脱水工程へと送られる。

Table 1-6 Parameters set at flocculant sub-unit per 50 m<sup>3</sup>/d

表 1-6 濃縮工程における固定値および従属変数の設定

Parameter	Input	Unit
Independent		
SS of after concentration	1.156	%
Biomass MA passing rate	100	%
Rate of waste & output	97.12	%
Flocculant tank capacity	3	m <sup>3</sup> /h
Flocculation tank	1	item
Pump	1	item
Dependent		
Input mass of biomass MA	50,031	kg/d
SS of before flocculant	0.034	%
Electricity for flocculant (e2)	8	MJ/d
Polytec solution	12.5	kg/d
Polymer coagulant	0.175	kg/d



#### 1.4.9 脱水工程（藻類シナリオ）

脱水工程では、ドラムフィルターを使用する。この工程では、濃縮工程からの微細藻類懸濁液を脱水し、HTL工程へと送る（図1-7、表1-7）。濃縮工程ではバイオマス微細藻類（MA）の通過率は100%としたが、脱水工程においては一部のバイオマスがドラムフィルター（図1-8）に残り、系外に出てしまうため98.02%とした。最終的に、1.42 kgの脱水された微細藻類がHTL工程へと送られる。

#### Algal scenario

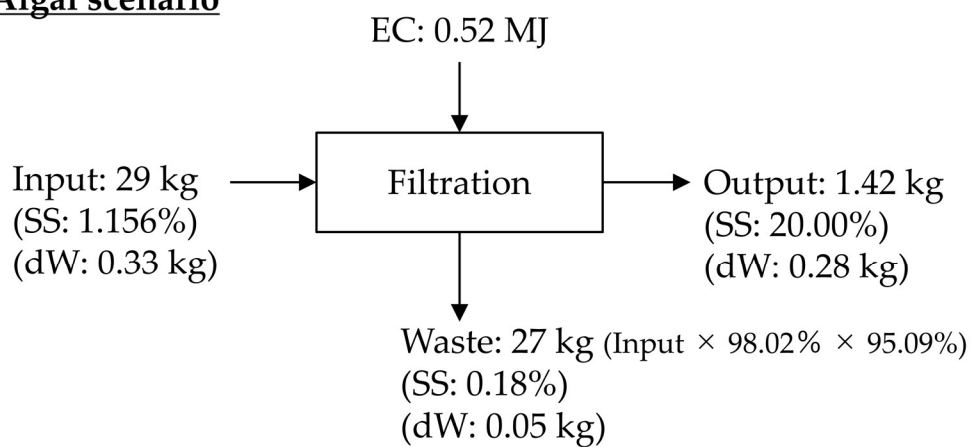


Fig. 1-7 Mass balance of microalgae oil production in drum filtration sub-unit per 1 m<sup>3</sup>

図 1-7 脱水工程における排水 1 m<sup>3</sup> 当たりの質量均衡



Fig. 1-8 Drum filter equipment at Minamisoma (1.42 kW, 520 kg/h)

図 1-8 南相馬の脱水工程で使用された遠心脱水機 (1.42 kW, 520 kg/h)

Table 1-7 Parameters set at filtration sub-unit per 50 m<sup>3</sup>/d

表 1-7 脱水工程における固定値および従属変数の設定

Parameter	Input	Unit
Independent		
SS of after concentration	20	%
Biomass MA passing rate	98.02	%
Rate of emission & output	95.09	%
Drum filtration	1	unit
Drum filtration-capacity	300	kg/h
Biomass conveyor	1	m
Dependent		
Input mass of biomass MA	1,441	kg/d
SS of before flocculant	1.156	%
Drum filtration-usage rate	27	%
Electricity for drum (e3)	25.8	MJ/d

#### 1.4.10 水熱液化(HTL)工程 (藻類シナリオ)

水熱液化 (HTL) 工程では、ドラムフィルターから搬出された脱水された微細藻類が投入され、バイオクルードウェット (BC-wet) が生成される (図 1-9, 2-10)。HTL ユニットの数は、1日の微細藻類の処理質量 (50 m<sup>3</sup>/d) と作業時間から逆算し3台とした (表 1-8)。HTL プロセスでは、廃熱からのエネルギーを利用を想定しているが、利用するためには排熱は 350°C以上 (8.59 MJ/m<sup>3</sup>-w.w.) が必要である。CO<sub>2</sub>排出量 0.053 kg は、HTL プロセスにおける化学変化からの直接的な CO<sub>2</sub>排出量を意味しており、この工程における CO<sub>2</sub>換算値総量とは異なる。この直接的な CO<sub>2</sub>排出量は、HTL 前後におけるバイオマスの化学量論から計算した (表 A-6)。

HTL 工程を経て、最終的に 1 m<sup>3</sup>の微細藻類による排水処理にから、113 g の BC-wet が製造される。この BC-wet には水が含まれているため、この水を精製して乾燥させると、74.7 g のバイオクルードドライ (BC-dry) (HHV : 2.17 MJ/kg) が製造される。しかし、この精製方法と出力比率は、バイオクルードを使用する目的によって異なる。例えば、石油精製業における蒸留工程の前の脱塩工程では、脱塩のために原油に水を添加するプロセスも存在する。そのため、精製前の BC-wet を基準に計算を設定した。

#### Algal scenario

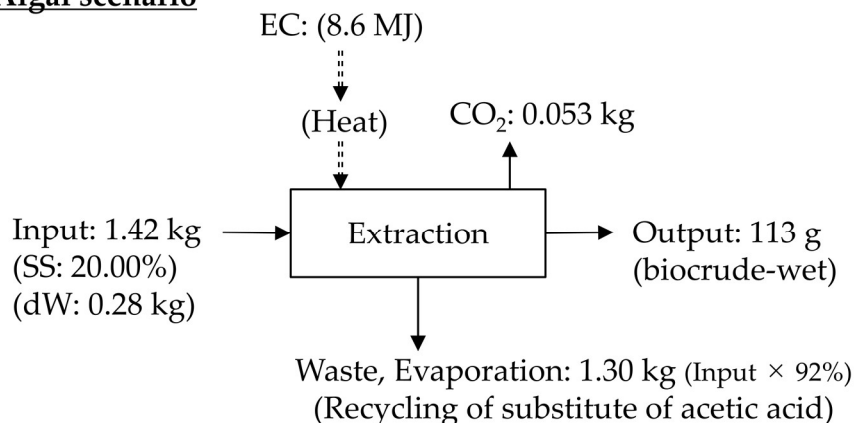


Fig. 1-9 Mass balance of microalgae oil production in HTL sub-unit per 1 m<sup>3</sup>

図 1-9 HTL 工程における排水 1 m<sup>3</sup>当たりの質量均衡



Fig. 1-10 HTL equipment at Minamisoma (10.2 kW, 21.6 kg/d)

図 1-10 南相馬の HTL 工程で使用された HTL 装置 (10.2 kW, 21.6 kg/d)

Table 1-8 Parameters set at extraction (HTL) sub-unit per 50 m<sup>3</sup>/d

表 1-8 HTL 工程における固定値および従属変数の設定

Parameter	Input	Unit
Independent		
HTL system (n5)	3	unit
HTL conversion ratio	8.0	%
Pipe B	15	m
Pump	1	item
Dependent		
Input mass of biomass MA	70.81	kg/d
SS of before flocculant	20	%
Electricity for HTL heater	(430)	MJ/d

#### 1.4.11 構築シナリオにおける留意事項

南相馬における大規模実証実験データをもとに、微細藻類燃料生産の実用化に向けた詳細な物質フローおよびエネルギー使用条件を定量化することができた。一般的に論文等ではこれらの詳細データは記載されておらず、第三者による客観的な検証や利用が難しいことが多いが、本研究では根拠となる元データや数式まで記載してあるため、容易に微細藻類燃料生産システム設計の検証および変更が可能である。

データ活用上の留意点としては、時系列が挙げられる。同一期間でのデータではなく様々な時期における研究結果をまとめているので、例えば微細藻類の培養速度や HTL における必要熱量等は夏と冬で大きく変わる可能性がある。

## 1.5 微細藻類燃料生産における排水処理施設（OD 法）の妥当性

本研究では、微細藻類燃料生産と排水処理の組合せ方法として、オキシデーションディッチ（OD）法の排水処理場を選定した。前項（1.4）では、微細藻類燃料生産を OD 法に適応させた際のシミュレーションモデルを構築したが、本項では、OD 法の排水処理施設に微細藻類燃料生産を組合せることの妥当性について検討する。

### 1.5.1 オキシデーションディッチ（OD）法の特徴

日本において OD 法は、日本国内の全公共下水処理場（2,145 箇所）の約半数（1,038 箇所）で採用されており、とりわけ小規模の下水処理場で採用数が多い[15]（図 1）。処理能力が 5,000 m<sup>3</sup>/d 以下の小規模な下水処理場では大半が OD 法を採用しているが、10,000 m<sup>3</sup>/d 以上の比較的大規模な下水処理場では標準活性汚泥法（従来型活性汚泥法：CAS 法）が主流となっている。OD 法が持つ特徴として、排水 1 m<sup>3</sup> 当たり必要とする土地面積は OD 法の方が多くなる一方、排水処理プラントの維持管理が容易であることがあげられる。OD 法の水理保持時間（HRT）は 24～48 時間であり、CAS 法の HRT 6～8 時間に比べて 4 倍の時間がかかる。また、OD 法の反応槽の深さ（2.5 m）は CAS 法の半分（5m）であり、結果として OD 法の反応槽の処理用地は CAS 法の 8 倍以上になる。一方、OD 法は流量を細かく制御する必要がなく、反応時間が長いため汚泥発生が少なく汚泥廃棄コストが少ないという利点がある。そのため、下水処理場用地の確保が容易な農村部では、OD 法が有利である。一方、都市部では、CAS 法が多く採用されている。

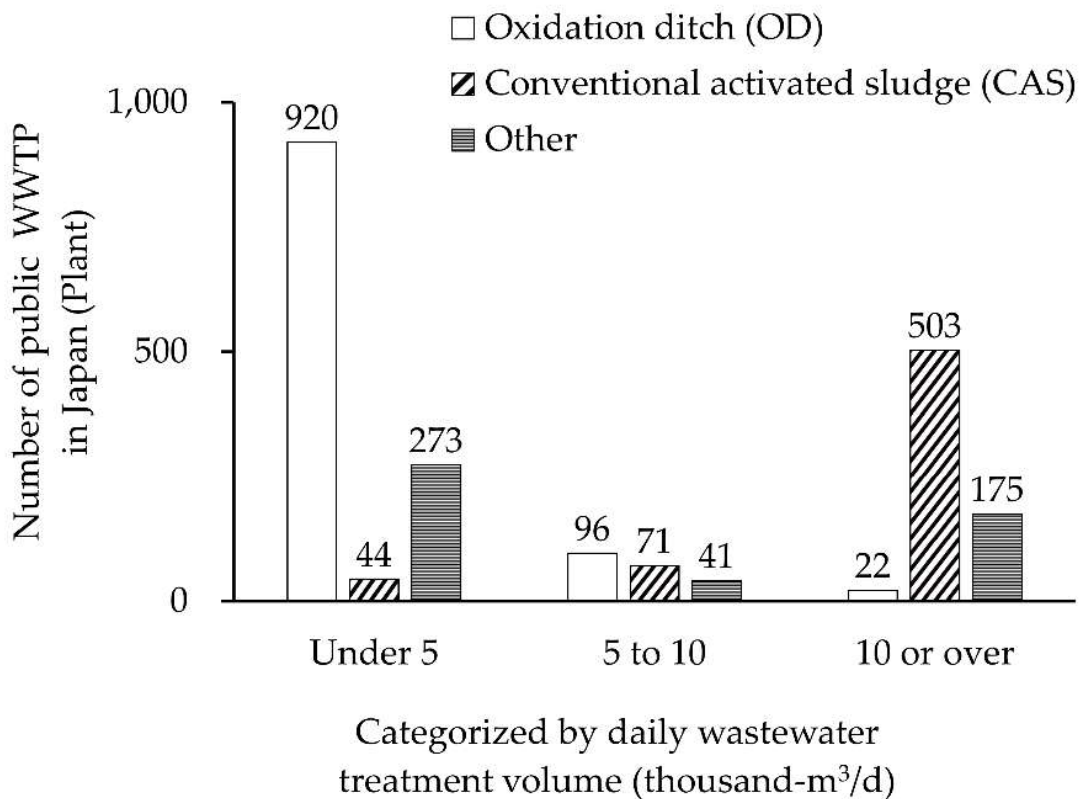


Fig. 1-11 Number of wastewater treatment plants (WWTPs) in Japan categorized by daily treatment volume ( $m^3/d$ ) [15]

図 1-11 日平均処理量別の公共排水処理場数と採用処理方式

日本では、都市部に比べて農村部の人口減少率が大きい。すなわち、OD 法を採用している地域の下水処理施設における処理量の減少率は、CAS 法採用地域よりも大きいことが想定される。流域下水道を対象にした調査では、2010 年から 2040 年の間に排水処理人口が減少すると、既存 WWTP の 92% (110/119 処理区) が影響を受け、81 処理区で 0~5% の減少、29 処理区で 5% 以上の減少が推計されている [16]。よって、日平均処理量に基づく施設の処理能力は余裕が多くなる傾向にある。すなわち、今後、微細藻類燃料生産を導入しやすい OD 法の WWTP が増加すると予想される。藻類システムの導入により、環境負荷を軽減し、既存の下水処理場が人口減少地域の新たなエネルギープラントとしての役割を果たすことができる。

隣国の中国や韓国など、日本に比べ下水処理場の建設開始時期が遅い国では、嫌気性無酸素酸化物法（A2O 法）などの新しい技術が採用されていることもあり、OD 法はあまり普及していない。一方、オーストラリアでは一定数の OD 法が採用されている[17]。

### 1.5.2 排水処理施設におけるメタン発酵と微細藻類燃料生産

日本における WWTP の建設は 1960 年頃から増加し、2000 年頃にピークを迎えた。現在、日本は更新・改修の時期にある。最近では、リン回収やエネルギー回収などの高度処理法の導入や人口減少社会への対応が注目されている[16]。大規模な CAS 法プラントでは、水処理系を A2O 系に更新したり、汚泥処理系の消化槽をメタン嫌気発酵に変更して発電に利用したりすることにより下水資源を有効活用することが可能である（図 1-12：下部）。

#### **Different points** (Categorized by daily capacity)

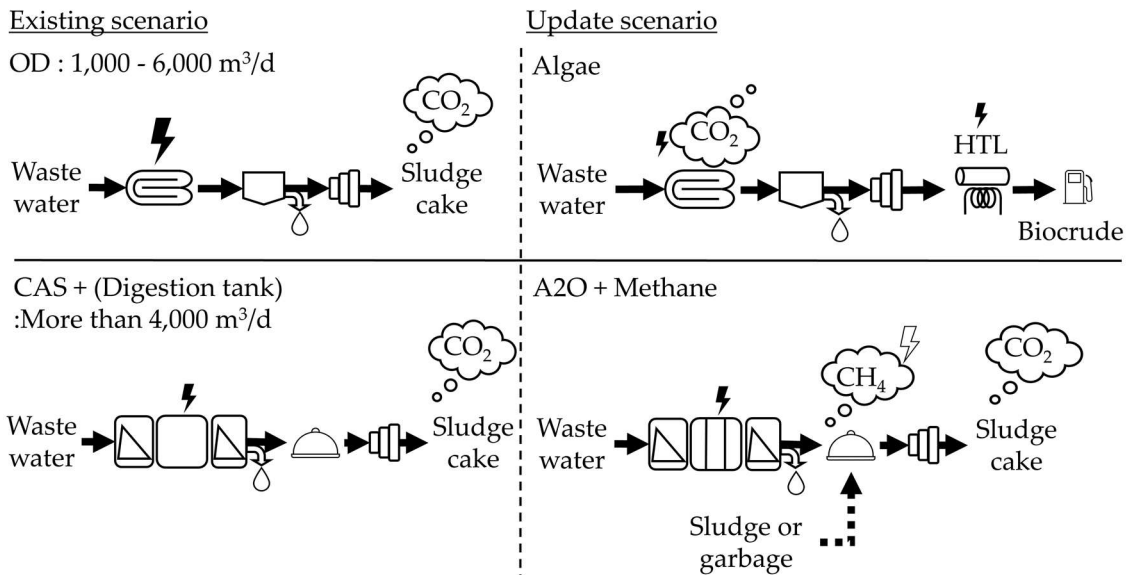


Fig. 1-12 Existing and updated scenario classified by WWTP treatment process with daily treatment capacity

図 1-12 日処理規模による 2 種の既存 WWTP と更新シナリオ



メタン発酵については、CAS 法プロセスを採用している多くの大規模な WWTP では、すでに減容化のための消化槽が設置されている。この消化槽は脱水汚泥の排出量減容のためであるが、構造的にはメタン発酵の嫌気性発酵槽に類似しているため、比較的導入が容易である。しかし、メタンによる発電設備を設置する場合、費用対効果を確保するためには 1 日あたりの十分な排水処理量が必要である。例えば横浜市では、5 箇所の CAS 法 WWTP から脱水汚泥を一箇所の WWTP に集約し、メタン発酵を実施している。他にも、脱水汚泥 1 t に対して生ごみ 0.1 t を添加して有機物の比率を高めメタン発酵を行っている事例[18]などもある。しかし、生ごみを他の処理場に組込むシステムを構築することが難しく、規模が小さいためメタン発酵によるエネルギー回収の効果が得られない場合もある[19]。したがって、OD 法の WWTP に対するメタン発酵技術の導入は、OD 法が規模の小さい WWTP に多く採用されている背景もあり、課題が多いと考えられる。

### 1.5.3 妥当性の検討

日本においては、OD 法の WWTP が約半数を占め、日処理規模が小さい割合が高いこと。下水資源の有効活用のためのメタン発酵はシステムが複雑化するため大規模 CAS 法には適合するが、OD 法は適合が難しく、エネルギー回収技術が確立されていないことが分かった。

一方、OD 法に対する微細藻類燃料生産の導入は、第 2 章で詳細を述べたように、HRT と ORP の構造において、OD 法と微細藻類燃料生産が類似しているため比較的容易であると想定される。既存 OD 法のエネルギー回収のための更新策として、微細藻類燃料生産システムを追加することで、曝気エネルギーの削減、微細藻類による CO<sub>2</sub> 吸収、脱水汚泥の減容化による汚泥処理エネルギーの削減、バイオマスのリサイクルによるバイオクルードの生産等が期待される。

また、OD 法+微細藻類燃料生産は CAS 法+メタン発酵と比較し、単位処理量当たりではより多くの敷地を必要とするが、構造が単純でメンテナンス性に優れている。今後システム全体のすり合わせが進み経済的な優位性が高まった場合、廃水が微細藻類による燃料生産の資源として活用可能となる。そうなれば、下水資源の有効活用という点から日本の WWTP 更新のみならず、現状では経済的事情により十分な廃水処理システムが構築できていない途上国においても、廃水を有価物の収集として捉えることができるため、環境改善のための新規建設対象になり得る。

## 第二章

# 微細藻類生産シナリオに対する エネルギー・環境評価

## 2.1 緒言

本章では、第 2 章で設定した、既存シナリオ、藻類シナリオに沿って、1 m<sup>3</sup>の排水を処理したときに使用されるエネルギー、排出される CO<sub>2</sub> 等を LCA、EPR の観点から評価し比較検討する。本研究では環境影響評価値 (LCA) は、100 年平均による地球温暖化係数 (GWP 100) を用い、二酸化炭素換算値(CO<sub>2</sub> eq)に換算した。

## 2.2 方法

### 2.2.1 既存シナリオの環境影響評価 (LCA)

既存シナリオの主な温室効果ガス (GHG) 排出源は大きく 3 つに分けられる。排水処理、排水処理により排出される脱水汚泥の処理、藻類システムと条件をそろえるための生成 BC と同発熱量の原油輸入の 3 つに関わる排出である。以下にそれぞれの算定方法を示す。

### 2.2.2 排水処理 (既存シナリオ)

既存 OD 法 WWTP の環境影響を推定するために、国土交通省国土技術政策研究所のテクニカルノート [20] を利用した。テクニカルノートでの試算事例では、2014 年に OD 法の WWTP で 560,164 m<sup>3</sup>/y の排水を処理した際の詳細なエネルギーや薬品、電力使用量等が調査されていた。そこから算出された排水処理における運転時の環境負荷は 0.884 kg-CO<sub>2</sub> eq/m<sup>3</sup>-w.w. であり、処理量あたりのエネルギー需要は 17.5MJ/m<sup>3</sup>-w.w. であった。この中には電気、重油、苛性ソーダ、高分子凝集剤、水道水、LPG、固体塩素が含まれていた。なお、この

試算では建設に起因する環境負荷は  $0.2569 \text{ kg-CO}_2 \text{ eq/m}^3\text{-w.w.}$ 、補修に起因する環境負荷は  $0.002 \text{ kg-CO}_2 \text{ eq/m}^3\text{-w.w.}$ 、解体に起因する環境負荷は  $-0.0032 \text{ kg-CO}_2 \text{ eq/m}^3\text{-w.w.}$ であった。第 1 章 (1.4.2) で説明したように本論文では運転時の負荷のみ比較検討対象とする。また、この報告におけるシステム境界には消毒工程が含まれていない (図 2-1)。条件を統一するため、運転時の環境負荷は  $0.884 \text{ kg-CO}_2 \text{ eq/m}^3\text{-w.w.}$ から、消毒のための固体塩素からの排出量  $0.000338 \text{ kg-CO}_2 \text{ eq/m}^3\text{-w.w.}$ を削減した。この効果は、全体の排出量と比較して小さいため、結果には影響しなかった。

### 2.2.3 脱水汚泥の処理 (既存シナリオ)

脱水汚泥処理の環境負荷は、汚泥量、脱水汚泥への変換率、脱水汚泥の高温焼却による  $\text{CO}_2$  排出量から算出した。脱水汚泥の変換率算出には、平成 23 年度の事業所の年間排水処理量から求めた (図 2-1)。日本で初めて OD 法を導入し、OD 法の利用割合が高い栃木県内の WWTP を対象とした。建設時期が古い処理場 (1988 年以前) が特異値を含むので除き、処理場の処理開始日が 1989 年 (30 年前) 以降である 20 箇所の WWTP を選定した [14]。処理排水の処理量を  $x$  軸に、脱水汚泥排出量を  $y$  軸に取り、近似式 ( $y=0.69 x$ ) を得た。この式から、排水  $1 \text{ m}^3$  の脱水汚泥は  $690 \text{ g}$  と推定された。

脱水汚泥 (DS)  $1 \text{ t}$  あたりの処理時における  $\text{CO}_2 \text{ eq}$  排出量は、 $2.697 \text{ t-CO}_2 \text{ eq/t-DS}$ であった [21]。この場合の DS (dehydrated sludge) は、藻類研究における乾燥重量 (dry solid) とは異なる。この事例は、和歌山県の和歌川下水処理場の平成 22 年度に、年間  $5,347 \text{ t/y}$  (含水率 81.8%) の脱水汚泥を高温焼却処理した際の排出量を基準にしている。

以上の結果により，脱水汚泥の発生量と脱水汚泥の処理に関する環境負荷を推定し，1 m<sup>3</sup>-w.w.の処理水に対する脱水汚泥処理からの環境影響として，0.69 kg-DS × 2.697 kg-CO<sub>2</sub> eq/kg-DS = 1.86 kg-CO<sub>2</sub> eq/m<sup>3</sup>-w.w.が算出された。

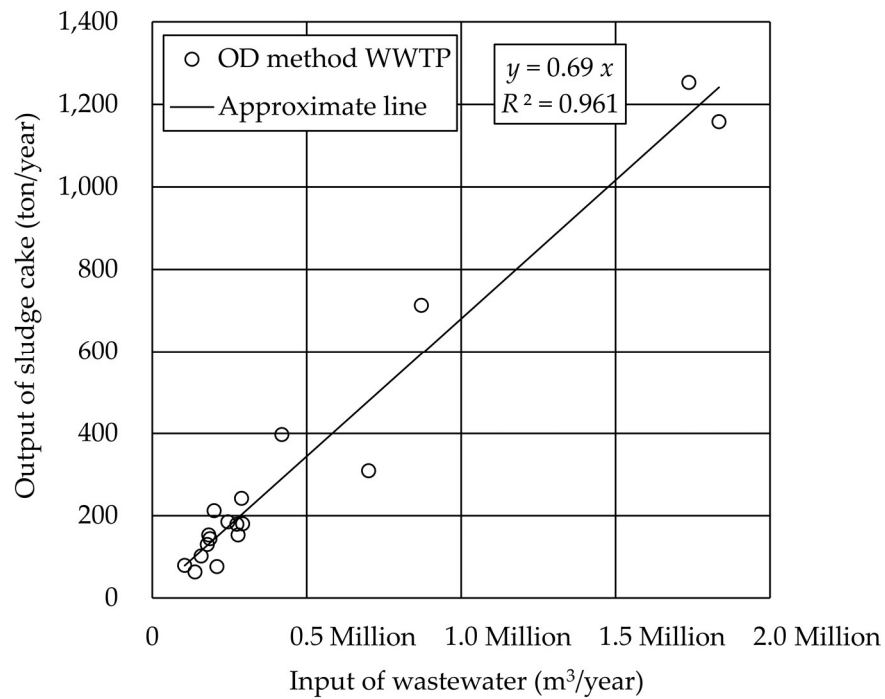


Fig. 2-1 Annual average input of wastewater and related output of sludge cake

図 2-1 日平均処理量と排出脱水汚泥の関係

#### 2.2.4 原油の輸入（既存シナリオ）

原油の環境負荷は、自己燃焼と国内輸送を除いた総排出量，すなわち 5.63 g-C eq/Mcal (0.001345 kg-C eq/MJ) を基準とした[22]。原油の発熱量の単位は 38.28 MJ/L であるため[13]， $0.001345 \text{ kg-C eq/MJ} \times 38.28 \text{ MJ/L} = 0.0515 \text{ kg-C eq/L}$  から原油 1L あたりの輸入による環境負荷を算出した。原油の比重を 0.854 kg-crude-oil/L[23] として単位を変更したところ，環境負荷は 0.0603 kg-C eq/kg-crude-oil となった。0.0603 kg-C eq/kg-crude-oil に炭素から二酸化炭素への変換係数 3.664 を乗じることにより，原油 1 kg あたりの日本へ輸入に関わる CO<sub>2</sub> eq 排出量，0.221 kg-CO<sub>2</sub> eq/kg-crude-oil が算出された。したがって，原油の輸入 48.4 g における排出量は 0.0107 kg-CO<sub>2</sub> eq となった。

#### 2.2.5 藻類シナリオの環境影響評価（LCA）

藻類シナリオの主な温室効果ガス（GHG）排出源は大きく 2 つあり，吸収源が 1 つ考えられる。藻類燃料の生産および HTL 工程における化学的排出と，ORP における光合成による増殖に伴う吸収である。以下に排出・吸収の詳細と，吸収源として該当するか否かの検討を示す。

## 2.2.6 微細藻類燃料生産（藻類シナリオ）

微細藻類燃料生産については、第 2 章で示した各工程におけるエネルギー消費量と資材投入量を伴う設備の使用量を算出し、BC-wet 1 kg あたりに換算した。換算結果を、SimaPro<sup>®</sup> バージョン 8.0.4 に入力し解析した。その結果各工程からの運転時の環境負荷合計は、19.2 kg-CO<sub>2</sub> eq/kg-BC-wet であった（表 1-7）。その後、1 m<sup>3</sup> の排水から 113 g のバイオクルードウェットが発生し、排出量は 2.17 kg-CO<sub>2</sub> eq/m<sup>3</sup>-w.w.となった。排出の大部分は電気の使用によるものであった。ORP における栽培工程は、藻類シナリオの中で最も排出量の多い工程であり、パドルホイールやポンプからの電力だけでなく、酢酸や二酸化炭素の投入も影響している。なお HTL での廃熱利用では、環境負荷をかけずに廃熱から 8.6 MJ/m<sup>3</sup>-w.w.の熱エネルギーを取得可能であると仮定し、環境負荷値は括弧に収め合計していない。

Table 2-1 Emission from algal fuel production

表 2-1 微細藻類燃料生産における各工程からの環境負荷

Process	Operating emission	
	kg-CO <sub>2</sub> eq /kg-Biocrude-wet	kg-CO <sub>2</sub> eq /m <sup>3</sup> -w.w.
ORP (Cultivation)	System	6.4
	Exhaust gas	5.5
Flocculant	6.6	0.75
Drum filtration	0.7	0.08
HTL	(11.8)	(1.34)
Total	19.2	2.17



### 2.2.7 培養槽（ORP）における CO<sub>2</sub> 吸収量（藻類シナリオ）

培養槽（ORP）における CO<sub>2</sub> 吸収量については、大気中から水中に溶け込むもの、CO<sub>2</sub> の添加により溶け込むもの、水中に溶解されずに大気に放出されるもの、微生物や藻類の呼吸により放出されるもの等混在しており、定量化が困難である。そこで、[7]より、排ガスからの微細藻類の CO<sub>2</sub> 利用率を 45% と仮定した（図 2-2）。排気ガスを使用した場合と使用しない場合の差を比較した実験データから、1 m<sup>3</sup>-w.w.あたりの CO<sub>2</sub> 吸収量の質量バランスを算出した。その結果、大気と排ガスからの藻類の CO<sub>2</sub> 吸収比は 8:2 であることが示唆された。藻類が 0.639 kg-CO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>-w.w.を吸収した場合、80%(0.511 kg-CO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>-w.w.)が排気ガスによるものであった。一方、20%（0.128 kg-CO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>-w.w.）は大気からであった。投入排ガス側からは、45%（0.511 kg-CO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>-w.w.）が藻類に吸収され、55%（0.625 kg-CO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>-w.w.）が大気に放出された。なお、本計算では CO<sub>2</sub> の含有量を排ガスの 15% とした。

#### Algal scenario

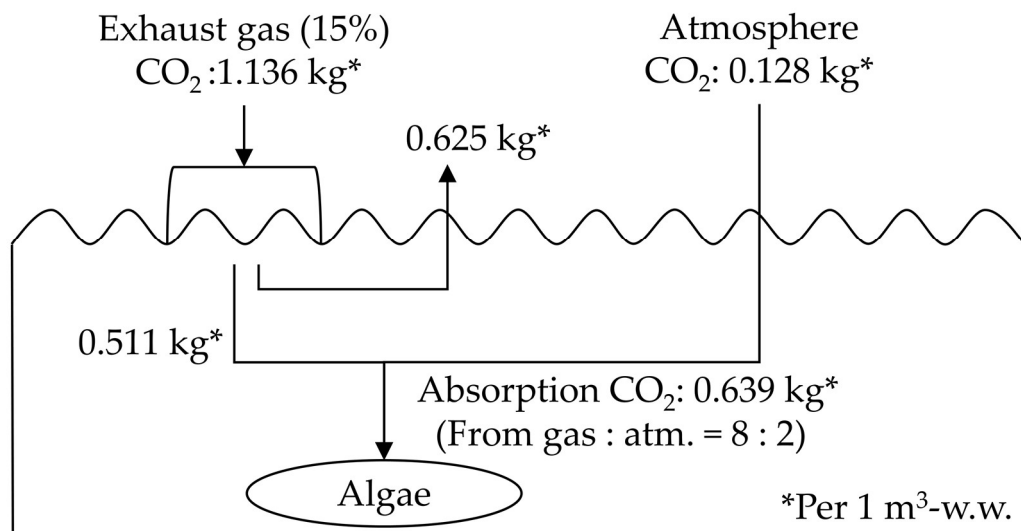


Fig. 2-2 Mass balance of CO<sub>2</sub> in ORP (kg-CO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>-w.w.) within 4 d of HRT

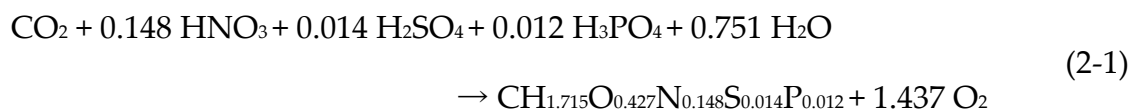
図 2-2 HRT 4 日間の排水 1 m<sup>3</sup>あたりの微細藻類および CO<sub>2</sub> の質量バランス

ORP で使用する CO<sub>2</sub> は、発電所の排ガスを利用することで、環境負荷・費用をかけることなく入手できるとした。一方、ORP プロセスでは、排ガス投入量の 55% (0.625 kg-CO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>-w.w.) が排気 CO<sub>2</sub> の排出量として LCA に含まれている (1.34 kg-CO<sub>2</sub> eq/m<sup>3</sup>-w.w.)。もしこの排ガスが元々排出されていたものであると捉え、計上の必要が無い場合、排出された CO<sub>2</sub> からの排出量を差し引くことができ、栽培行程からの排出量は 0.72 kg-CO<sub>2</sub> eq/m<sup>3</sup>-w.w.となり、合計で 2.17 kg-CO<sub>2</sub> eq/m<sup>3</sup>-w.w.から 1.54 kg-CO<sub>2</sub> eq/m<sup>3</sup>-w.w.となる (表 2-1)。

## 2.2.8 CO<sub>2</sub>吸収の捉え方 (藻類シナリオ)

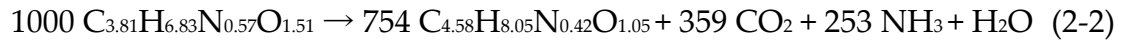
微細藻類は、栽培工程において光合成のために CO<sub>2</sub> を吸収することが可能である。そのため、微細藻類を CO<sub>2</sub> 吸収源として設定することも考えられる。例えば、京都議定書[24]の「緑化」の部分に相当すると考えられる。そこで、微細藻類バイオマスの化学量論[10]に従って CO<sub>2</sub> 吸収量を設定する。

分子式 (式 2-1) は水中からの微細藻類の CO<sub>2</sub> 吸収量を示しており、微細藻類の光合成による 1 g の増加で 1.88 g の CO<sub>2</sub> が吸収されていることが分かる (表 A-5)。微細藻類培養用の排水が 1 m<sup>3</sup> の場合、収穫濃度 0.034g/L-乾燥細胞重量 (DCW) を 0.034%とした場合、吸収された CO<sub>2</sub> は 0.34 kg-DCW/m<sup>3</sup>-w.w. × 1.88 kg-CO<sub>2</sub>/kg-DCW=0.64 kg-CO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>-w.w.と推定された。これらの物質収支より、培養工程での CO<sub>2</sub> eq 吸収量は 0.64 kg-CO<sub>2</sub> eq/m<sup>3</sup>-w.w.であることが分かった。



### 2.2.9 HTL 工程(藻類シナリオ)

水熱液化 (HTL) 工程における微細藻類の質量変化は、実験データ[25] (表 A-6) の結果による分子式 (式 2-2) より推定した。変換工程では、排水 1 m<sup>3</sup> を藻類 20% で 1.42 kg に変換した。HTL プロセスでの物質としての CO<sub>2</sub> 排出量は、(1.42 kg × 20%) / m<sup>3</sup>-w.w. × 0.186 kg-CO<sub>2</sub> = 0.053 kg-CO<sub>2</sub> / m<sup>3</sup>-w.w. であった。前述のように加熱のための熱は排熱を利用することにより環境負荷をかけないと仮定しているため、本プロセスの CO<sub>2</sub> 換算総排出量は 0.053 kg-CO<sub>2</sub> eq / m<sup>3</sup>-w.w. となる。



## 2.3 結果および考察

### 2.3.1 地球温暖化係数（GWP100）による CO<sub>2</sub>換算温室効果ガス（GHG）総排出量

既存シナリオ、藻類シナリオの運転時における CO<sub>2</sub>換算総排出量の算出結果を示す（図 2-3）。既存シナリオの 1 m<sup>3</sup>の排水処理に関する CO<sub>2</sub>換算排出量は 2.76 kg-CO<sub>2</sub> eq/m<sup>3</sup>-w.w.であり、これには原油 48.4 g の輸入分、脱水汚泥 690 g の廃棄に関連する排出が含まれている。一方藻類シナリオでは、同様に 1 m<sup>3</sup>の排水を処理し 113 g の BC-wet を生産した場合の排出量は、1.59 kg-CO<sub>2</sub> eq/m<sup>3</sup>-w.w.となった。既存シナリオと比較して、藻類シナリオでは環境負荷を大幅に低減できることが分かった。

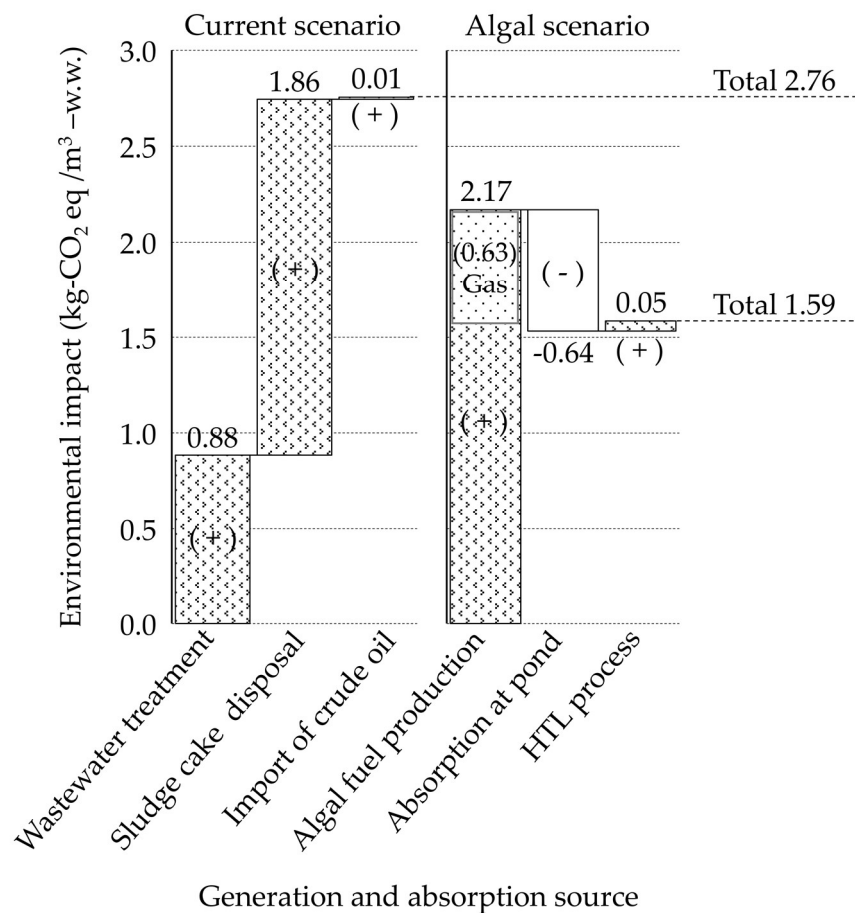


Fig. 2-3 Environmental impact of GWP 100 from operating emissions of the two scenarios

図 2-3 運転時における既存・藻類シナリオの CO<sub>2</sub>換算総排出量

藻類システムにおける既存システムと比較した際の排出量増加の主な要因は、生産システム規模であった。既存シナリオでの WWTP の基準は 560,164 m<sup>3</sup>/年に対し、藻類シナリオの基準は 50 m<sup>3</sup>/d (16,500 m<sup>3</sup>/年) であり、既存シナリオの約 3 % である。藻類シナリオの微細藻類燃料生産の部分を既存シナリオ同様の 1,500 m<sup>3</sup>/d (30 倍) に規模拡大した場合、排出量は 2.17 から 2.03 kg-CO<sub>2</sub> eq/m<sup>3</sup>-w.w. に減少することが分かった。一方、30 倍のスケールアップが現実的か否か、ORP に必要な土地制約より検討する必要がある。また、藻類燃料製造の CO<sub>2</sub> 排出量には、排ガスからの CO<sub>2</sub> 排出量 0.625 kg が含まれているが、前述 (2.2.7) のように差し引くこともできる。

なお、本研究におけるシステム境界内 (図 2-1) の計算において、代表的な数値は反映しているが、すべて算入しているわけではない (表 2-2)。比較の際に同等と思われる事項は、簡略化のため除外したものもある。例えば、一般的に排水処理過程では CH<sub>4</sub> と N<sub>2</sub>O による直接排出分を環境影響評価する必要がある [16]。しかし本研究では、排水処理量が同等のシステムのため排出量はほぼ同じと考え、両シナリオともに CH<sub>4</sub> と N<sub>2</sub>O の排出量を含まないこととした。

Table 2-2 **Included and excluded matters in the calculation of GWP 100**

表 2-2 環境影響評価におけるシステム境界内の算入・除外事項

Process	Type	Include	Exclude
Wastewater treatment	CO <sub>2</sub> eq	Direct energy & material	Illumination, air conditioning, solid chlorine, CH <sub>4</sub> , N <sub>2</sub> O
Sludge cake disposal	CO <sub>2</sub> eq	Self-combustion	Transport
Import of crude oil	CO <sub>2</sub> eq	Overseas transport	Domestic transport
Algal fuel production	CO <sub>2</sub> eq	Direct energy & material	Illumination, air conditioning, solid chlorine, CH <sub>4</sub> , N <sub>2</sub> O
Absorption at pond	CO <sub>2</sub>	Direct CO <sub>2</sub> absorption by photosynthesis	Exhalation by breathing
HTL process*	CO <sub>2</sub>	Direct CO <sub>2</sub> emission	Direct energy

\*HTL process “energy” was explained at algal fuel production.

### 2.3.2 エネルギー収支比（EPR）

今回のシナリオでは、既存シナリオは既往研究より、藻類シナリオは南相馬大規模実証実験によるケーススタディから必要なエネルギーを設定した。

既存シナリオのエネルギー収支の計算において、既往研究によると OD 法における電力使用からの年間運転エネルギーは  $560,164 \text{ m}^3\text{-w.w.}$  あたり  $7,691,609 \text{ MJ}$  ( $13.73 \text{ MJ/m}^3\text{-w.w.}$ ) であった[20]。算定の電力使用には、スクリーンや消毒のための電力が含まれている。しかし、今回の既存・藻類シナリオの両システム境界には、スクリーン・消毒用の電力は含まれていない。そのため、直接比較することはできなかった。そこで OD 法の WWTP において全体の電力の 74%が水処理、汚泥濃縮、汚泥脱水に使用されているとの事例報告[26]より、少なくとも今回のシナリオでは、既存シナリオにおいて  $13.73 \text{ MJ/m}^3\text{-w.w.} \times 74\% = 10.16 \text{ MJ/m}^3\text{-w.w.}$  のエネルギーが必要となると想定した（表 2-3）。EPR とは呼ばないが、原油の発熱量 ( $2.17 \text{ MJ/m}^3\text{-w.w.}$ ) を投入エネルギー ( $10.16 \text{ MJ/m}^3\text{-w.w.}$ ) で割ると 0.21 となる。

Table 2-3 Operating energy balance of each scenario

表 2-3 各シナリオにおける運転エネルギーの収支

	<b>Energy</b> (MJ/m <sup>3</sup> -w.w.)
Existing scenario	
Input	10.16
Output (Crude oil)	2.17
(EPR)	0.21
Algal scenario	
Input	5.32
Output (Algal Biocrude)	2.17
EPR	0.41

藻類シナリオでは、照明、空調、電気機器のエネルギーが含まれていない微細藻類燃料生産に直接かかわる運転エネルギーの概要を検証した。なお、システム境界前後のスクリーンや消毒工程の電力も含まれていない。その結果、排水 50 m<sup>3</sup> から 5.66 kg の BC-wet を生産各工程の合計には 106.5 MJ の電力を必要とした（表 2-4）。したがって、排水 1 m<sup>3</sup> の処理には 2.13 MJ の電力を必要とすることが分かった。

Table 2-4 Operating electricity from algal fuel production

表 2-4 微細藻類燃料生産における使用電力および運転エネルギー

Process	Electricity (MJ/50 m <sup>3</sup> -w.w.)	Electricity (MJ/m <sup>3</sup> -w.w.)	Energy (MJ/m <sup>3</sup> -w.w.)
ORP (Cultivation)	72.7	1.45	3.63
Flocculant	8.0	0.16	0.40
Drum filtration	25.8	0.52	1.29
HTL	(429.6)	(8.59)	(21.5)
Total	106.5	2.13	5.32

エネルギー収支を計算するために、発電効率を 40% と設定し換算した。電力使用量から導いた必要エネルギーは、5.32 MJ/m<sup>3</sup>-w.w. となった。ここで、1 m<sup>3</sup> の排水から生産可能なバイオクルード (BC) は 113 g-BC-wet であり、これは 74.7 g-BC-dry と同じエネルギーレベルである。ここで BC の HHV を 29.1 MJ/kg-BC-dry とすると、1 m<sup>3</sup> の排水から生産され得られるエネルギーは 74.7 g × 29.1 MJ/kg = 2.17 MJ/m<sup>3</sup>-w.w. となり、EPR は 0.41 (表 2-3) となり、排水処理に投入するエネルギーの 40% をリサイクルできることになる。既存シナリオの EPR 0.21 と比較すると、藻類シナリオは運転エネルギーにおけるエネルギー回収率を大幅に向上させることができる。

## 2.4 結論

既存シナリオと藻類シナリオの比較により、OD 法における排水処理の環境負荷を  $2.76 \text{ kg-CO}_2 \text{ eq/m}^3\text{-w.w.}$  から  $1.59 \text{ kg-CO}_2 \text{ eq/m}^3\text{-w.w.}$  に低減できることが示された。ただし、これは発電所等からの廃熱と  $\text{CO}_2$  を藻類生産に無償・環境負荷なしで利用することができることが前提である。また、藻類シナリオでの EPR は 0.41 であり、1.0 には達しなかったが、既存シナリオの 0.21 と比較すると、藻類シナリオはエネルギー要求量と  $\text{CO}_2$  排出量を削減することができた。よって、環境負荷削減のためには OD 法における微細藻類燃料生産システムを推奨する。

さらに、HTL 工程の計算においては、南相馬工場の実験データから、濃度 20% の微細藻類懸濁液  $1.42 \text{ kg}$  (乾燥重量  $280 \text{ g}$ ) から  $113 \text{ g}$  の BC-wet が製造されていることがわかった。一方、化学量論に基づくと、乾燥重量  $280 \text{ g}$  の微細藻類から  $213 \text{ g}$  の BC-wet を生産することができるはずである。実験値は理論値の半分程度であり、その要因として、実験時は連続処理ではなくバッチ処理にて変換を実施したため、各部に微細藻類が残留してしまっている可能性が考えられた。仮に HTL 工程が理論値を達成した場合、排水処理を含めた運転時の EPR は 0.4 から 0.8 に上昇する。加えて、栽培、濃縮、脱水、HTL の各工程を  $50 \text{ m}^3/\text{d}$  からスケールアップし、生産エリアを藻類が生育しやすい温暖な場所に変更することで藻類生産性を向上させると、EPR は 1.0 に到達する可能性がある。



## 第三章

# 微細藻類生産シナリオに対する 経済性評価

### 3.1 緒言

第三章の目的は、排ガス（CO<sub>2</sub>）と廃熱の有効利用を通じて、微細藻類燃料生産と OD プロセスの WWTP を組合せることで、環境・経済効果を最適化できる可能性を検討することである。本研究は南相馬市での実証実験の結果に基づいて実用化の評価を行っている点で、先行研究[27]によるコスト算出と異なる。第四章において、OD 法 WWTP と微細藻類の組合せにより、第二章の条件下で環境負荷を低減できることが分かった。本章では、第二章をもとに経済性評価のための具体的条件を加え、既存の排水処理施設と組合せて微細藻類を培養することの経済的メリットを検討した。

なお、第四章で環境影響評価を検討した際、微細藻類燃料生産における ORP の敷地面積が検討課題となることが示唆された。そのため、本章では既存 OD 法 WWTP の全処理量を微細藻類で代替するのではなく、ゆとりがある OD 法 WWTP の一部に微細藻類燃料生産を組合せる方針とした。

また、藻類の OD 法 WWTP における発生情報は統計的には不明であるが、関係者の報告や、廃水処理場を衛星写真から観察すると自然発生的に微細藻類が発生している場合も多くある。そのため、ORP にて藻類培養後に人口急増等で既存の処理方法に戻す場合においても、技術上においては特段の問題は無いと考えられる。

## 3.2 方法

方法論でははじめに、微細藻類燃料生産のための適切な WWTP の選択について述べる。つぎに、選択した WWTP に想定した微細藻類燃料生産システムについて説明し、システムに関するコスト計算のための数式や定数について述べる。

### 3.2.1 微細藻類燃料生産のための OD 法 WWTP 選択条件

微細藻類燃料生産に適した WWTP の選定は、実用化に向けた重要な要素の一つである。各 WWTP は、それぞれ異なる規模、使用率、処理方法、温度、設備の特性などを持っているため、はじめに何を基準に選定すべきかを検討した。

選定の第一段階は、処理方法に基づくものである。前述したように、日本の排水処理プロセスには、比較的大規模な処理場で採用されている標準活性汚泥法 (CAS) と、中・小規模の処理場で採用されているオキシデーショナルデイツ法 (OD) の 2 種類が大半を占める。既存の排水処理場の大規模改修を行わずに微細藻類燃料生産を組込むためには、何よりも微細藻類の光合成が可能である必要がある。すなわち光と大気からの CO<sub>2</sub> 吸収ができるよう、培養槽として使う処理層が暴露されている必要がある。OD 法は、この目的に適している。

選定の第二段階は平均気温である。微細藻類の生産性は寒冷地では低下するため[28]、本研究では、WWTP の所在地は実験データ収集地点と同等以上の年平均気温 (南相馬市: 12.3 °C) とした。さらに、周辺地域から栽培用の排ガスや熱水液化 (HTL) 用の廃熱を得ることが望ましい。しかし、各地域の人口動態や市町村合併の社会的・歴史的背景によって、WWTP の立地や排ガス・廃熱回収施設の立地は大きく異なり、一般化することは困難である。そこで、本事例は特定の施設を対象として検証するものの、変更可能な変数を設定し様々な WWTP の規模や立地条件に適応できるものとした。

### 3.2.2 検討対象モデル WWTP の選定（種別・立地）

OD 法を利用した WWTP の選定を行うにあたり事前に以下の条件で絞り込みを行った（図 3-1）。はじめに、対象地域を日本で初めて OD 法を導入した県であり、OD 処理場の割合が高い栃木県の公共下水道（38 施設中 OD 法が 23 施設） [14] を対象とした。つぎに蓋の有無を検討した。住宅地に近い OD 法の WWTP では、臭気対策のために蓋をしている場合がある。光合成のための光の透過や CO<sub>2</sub> 吸収のための大気との循環を確保し、生産性を向上のためには蓋がない方が有利である。そこで、本研究における試算では、蓋が存在しない場合のものとし、前述の OD 法 23 施設から、蓋のない WWTP を 9 施設選定した。また、9 施設の所在地において年間平均気温は 12°C 以上であることを確認した。

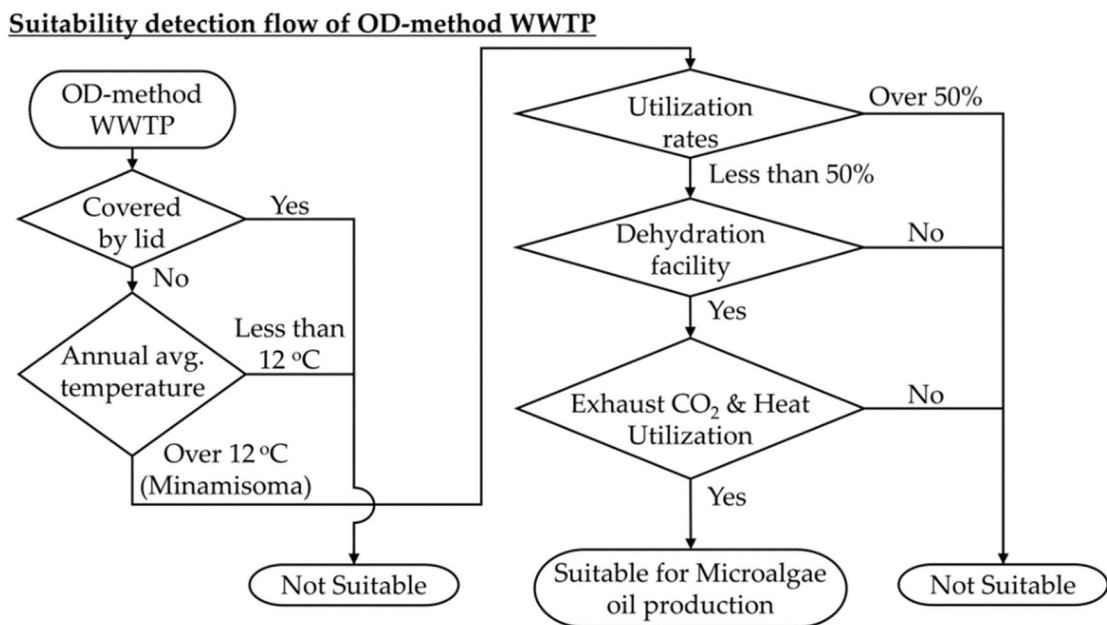


Fig. 3-1 The suitability detection flow for the microalgae oil production using the oxidation ditch (OD) process without the need for new construction of reaction tank and sludge dehydrating facility

図 3-1 藻類培養槽と脱水装置を新設せずに、微細藻類燃料生産シナリオを既存 OD 法 WWTP に組み込むための、施設選定フロー図

### 3.2.3 検討対象モデル WWTP の選定（使用容量）

微細藻類の培養には、反応槽の水深を既存の OD プロセスの水深（2.0～2.5 m）よりも浅い 0.8 m 程度に変更する必要がある。さらに、水理的滞留時間（HRT）を既存の OD プロセスの平均 2.5 日から 4.0 日に増加させる必要がある。すなわち、水深が 1/3 となり HRT が 1.5 倍になると仮定すると、微細藻類の培養時には反応槽の 22% しか処理できないことになる。

一方で OD 法の処理場では複数の反応槽を設置しているところが一般的であるため、少なくとも 50% 以下の施設利用率であれば、一つの反応槽は従来通りの処理を行い、もう一つの反応槽において微細藻類システムを導入することが考えられる。そこで、前述の 9 施設において、1 日の平均排水処理量と既存の処理能力を比較した（図 3-2）。

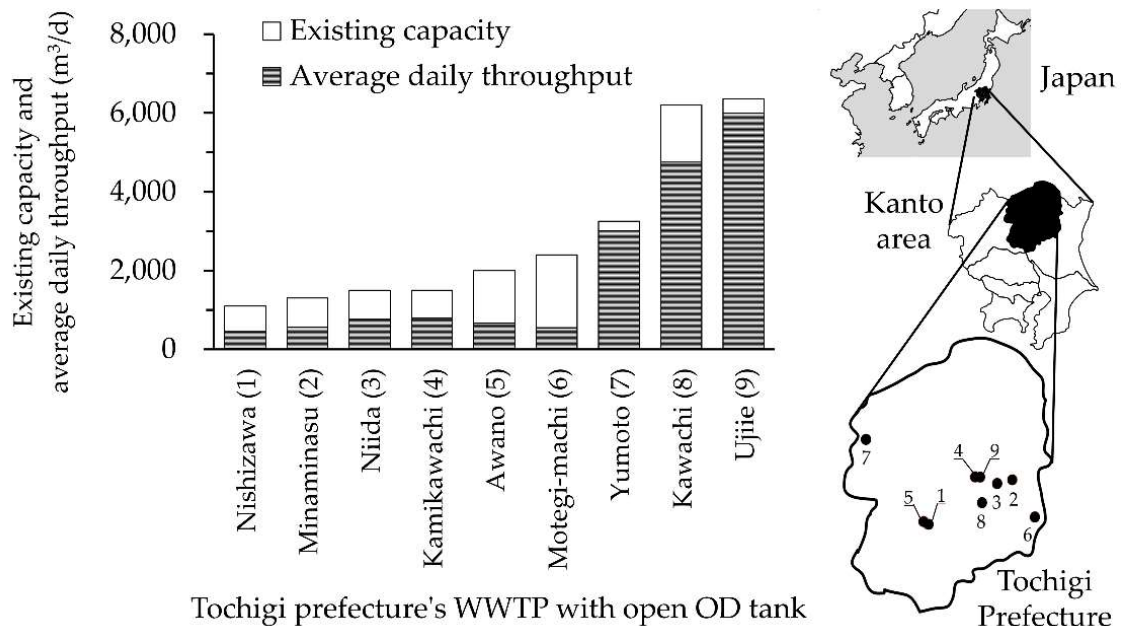


Fig. 3-2 Facility utilization and locations of nine open-air (no cover) OD process WWTP in Tochigi Prefecture, Japan [14] (Map: Japanese GSI website)

図 3-2 1 日の平均排水処理量と処理能力および所在

OD 法の WWTP においては、処理槽の処理能力は 1 基あたり 1,000~1,500 m<sup>3</sup>/d の処理能力であり、処理量に応じて処理槽を段階的に並列に増やしていくことで、下水接続数の増加に対応する仕組みになっている。そのため、将来人口推計の捉え方によりやや過大な施設を有している施設もある。前述の 9 施設を検討し、使用率が少なく、利用可能な空き容量が多い順に 5 施設（茂木町：使用率 23%，粟野：33%，西沢：41%，南那須野：44%，新田：51%）に絞り込んだ。

### 3.2.4 検討対象モデル WWTP の選定（廃熱・排 CO<sub>2</sub>）

つぎに、選定した 5 つの WWTP の近隣で、排熱を発生させ、CO<sub>2</sub> を排出する施設の位置を確認した（表 3-1）。

Table 3-1 Proximity of WWTP to facilities that supply exhaust heat and discharged CO<sub>2</sub>

表 3-1 排熱と排ガス（CO<sub>2</sub>）を供給可能な施設と WWTP の近接性

Facility utilization rates	No.*	Name of WWTP	Dewatering Facility	Facility to Supply Exhaust Heat & Discharged CO <sub>2</sub>	Direct Distance (km)
23%	6	Motegi-machi	Yes	Haga Area Eco Station	19.9
33%	5	Awano	Yes	Kanuma City Clean Center	6.8
41%	1	Nishizawa	No	Kanuma City Clean Center	6.1
44%	2	Minaminasu	Yes	South Nasu Wide Area Clean Center	7.3
51%	3	Niida	Yes	Shimodahara Clean Center	10.2

\*No. of facility is indicated in Fig. 5-2.

排熱の供給源となる可能性のある鹿沼市クリーンセンターが、粟野 WWTP(No. 5)と西沢 WWTP(No. 1)から直線距離で 6 km 程度の位置にあることが分かりこの 2 つをモデル候補に絞った。

さらに、排熱の利用方法を検討した。排熱の利用には 2 つの方法がある。1 つはパイプラインを介して供給する方法であり、もう 1 つは排熱が発生する場所にプラントを併設する方法である。北海道における地域熱供給に関する研究 [29]では、約 400 m 以内の各施設への熱供給を調査した結果、熱供給管を介して約 50%の熱が失われていることを示している。本研究では約 6 km の距離であり、パイプラインによる熱供給では熱損失が大きすぎると考えられる。そこで、脱水された微細藻類は、鹿沼市クリーンセンター（廃棄物焼却炉）の敷地内に設置した HTL 施設に搬入されることを想定した。粟野 WWTP と西沢 WWTP では、粟野の方がより設備利用率が低く、汚泥脱水設備も有するため、今回の経済性試算における検討対象モデル WWTP として粟野を選定した。

排ガス（CO<sub>2</sub>）については近隣の工場から供給を受けることにした。一般的に OD 法を用いた WWTP は、人口の少ない郊外の製造工場と同様の条件に立地している。そのため、近隣の製造工場から排出される CO<sub>2</sub> ガスが得られる可能性が高い。粟野 WWTP の近隣では、838 m の距離にある古里機材株式会社粟野工場（コンデンサー用ゴムシールの製造）より供給されると仮定した（図 A-1）。

### 3.2.5 栗野 WWTP の既存シナリオ (既存シナリオ)

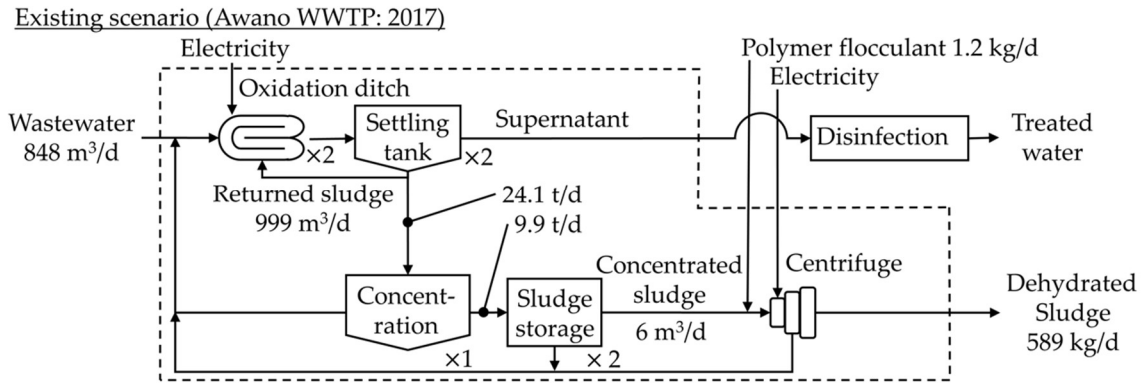


Fig. 5-3 Current estimated system flow at Awano WWTP

図 3-3 栗野 WWTP における一日当たりの既存排水処理フロー

モデルケースとして選定された栗野 WWTP は、1 日あたり 848 m<sup>3</sup>/d の処理水を受け入れ、1.2 日の HRT の下、OD 反応槽内で曝気による好気性条件下の消化と、曝気なしの嫌気性条件下での脱窒を行う (図 3-3)。沈殿槽で上澄みと分離された汚泥は、汚泥沈殿槽および汚泥貯留槽に進み、高分子凝集剤を添加し、遠心分離機で脱水汚泥と分離液に分離される。蓄積された脱水汚泥は民間に委託して処理している [15]。なお、一年間の総費用を 365 日で分割し、1 日あたりの処理量あたりの費用に換算しているため、質量バランス的に若干の矛盾を含む。



### 3.2.6 粟野 WWTP における藻類シナリオの導入

つぎに、粟野 WWTP に微細藻類燃料生産システムを一部設置した場合のシナリオを示す（図 3-4）。微細藻類の生産には光合成が不可欠であるため、太陽光を透過させるために水深を下げる必要がある。水深、HRT、藻類バイオマス生産性は互いに密接に関連しており、さらなる最適化の研究が進められている。最新の実験では、微細藻類は水深 5m まで培養可能であるとも言われているが、詳細が入手できなかったため、南相馬市での現地試験の結果から、水深 0.8 m、HRT4 日間、収穫時のバイオマス濃度 0.148 g/L（表 3-2）を採用した。

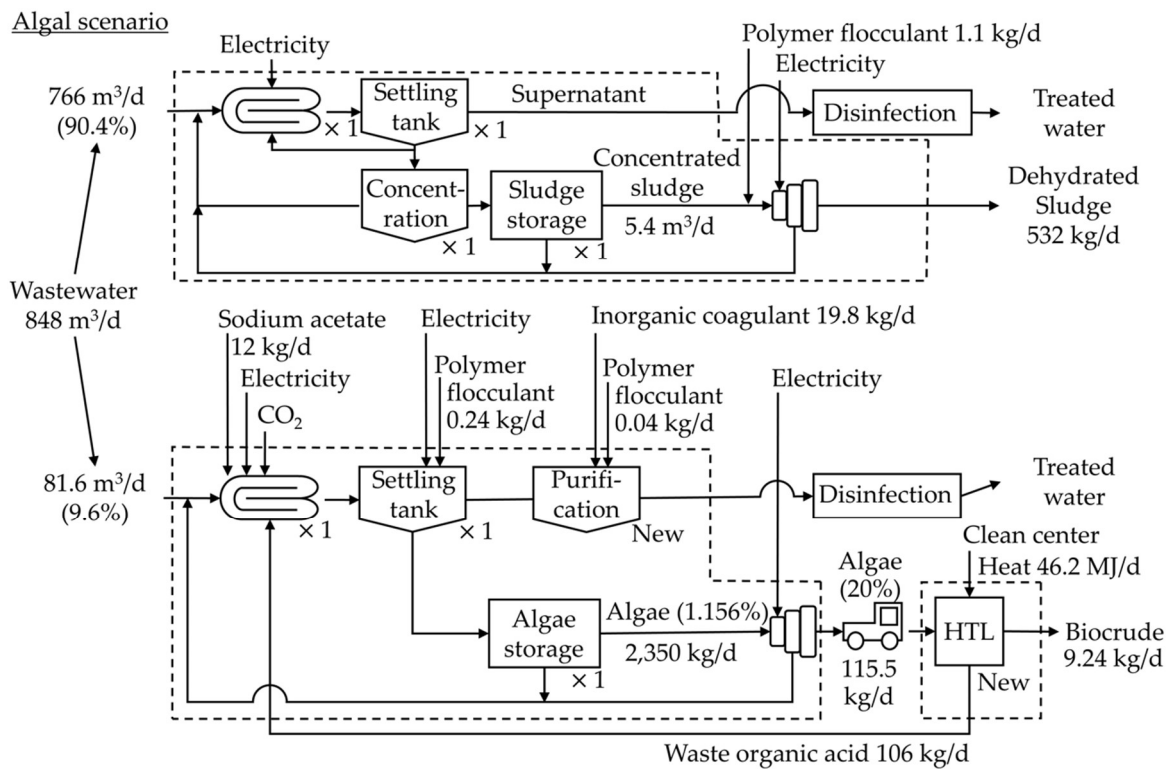


Fig. 3-4 Introduction of the microalgae oil production system at Awano WWTP

図 3-4 粟野 WWTP に微細藻類燃料生産システムを一部導入したシナリオの排水処理フロー

Table 3-2 Productivity in microalgal oil production from previous studies (No. 1-7) and applied values in this study

表 3-2 既往研究のバイオマス生産性と本章での計算に採用した値

No.	Nutrient	C* W.W.	Acetic Acid		15% CO <sub>2</sub>	Culture Pond***			H R	Harvest		Productivity (Per Culture Volume)		Ref
			C* g/L	from HTL g/L		Volume L	Depth m	Surface Area m <sup>2</sup>		C** g/L	Yield L/d	g/L/d	g/m <sup>2</sup> /d	
1	✓	-	0.30	-	✓	200,000	0.2	1000	4	0.340	50,000	0.085	17.00	[10]
2	-	✓	-	-	0.6	100	0.2	0.71	4	0.203	25	0.051	7.16	[7]
3	-	✓	-	-	0.6	210	0.4	0.71	4	0.138	53	0.035	10.25	[7]
4	-	✓	-	-	0.6	450	0.8	0.69	4	0.118	113	0.030	19.21	[7]
5	-	✓	0.30	-	0.6	100	0.2	0.71	4	0.182	25	0.045	6.41	[7]
6	-	✓	0.30	-	0.6	210	0.4	0.71	4	0.196	53	0.049	14.50	[7]
7	-	✓	0.30	-	0.6	450	0.8	0.69	4	0.148	113	0.037	24.06	[7]
8	-	✓	0.15	0.15	✓	326,267	0.8	408	4	0.148	81,567	0.037	29.61	

C\*: Commercial nutrient and Acetic acid (Sodium acetate)

C\*\*: Concentration

\*\*\* Aeration was done under all conditions.

微細藻類の生産性は、反応槽内の水深や、溶媒や養分の添加などの諸条件に依存する。本研究では、先行研究[7]に基づき、HRT4 日の後の収穫時における微細藻類の濃度は 0.148 g/L (表 3-2, No. 8) とした。

### 3.2.7 栗野 WWTP における処理量（藻類シナリオ）

藻類シナリオでは、既存の OD 法と比較して、水深が 2.5 m から 0.8 m に減少し、HRT が 1.2 日から 4 日に増加する。そのため、現在処理している全量（848 m<sup>3</sup>/d）を藻類系で処理しようとする、処理プラントが容量不足となる。そこで、2 基の OD 槽のうち 1 基を藻類システムに使用し、既存方法と並行して処理することとした。空き容量から算出される藻類システムの処理可能容量は 81.6 m<sup>3</sup>/d（流入比率：9.6%）である。2 基の OD 槽を藻類系に転換した場合は 163 m<sup>3</sup>/d（流入比率 19.2%）となる。仮に、筑波大学で調査中の水深 5 m で微細藻類の培養が可能であれば、培養槽の能力は本研究の想定水深（0.8 m）の約 6 倍となるため、2 槽で 979 m<sup>3</sup>/d（115%）の下水処理が可能となり、全ての処理水を藻類システムで処理することが可能となる。

Table 3-3 Cost calculation parameters for each scenario

表 3-3 経済性計算のための各シナリオの設定数値および検討対象項目

Parameter	Algal	OD
Treatment volume (m <sup>3</sup> /d)	81.6	81.6
Base volume (m <sup>3</sup> /d)	81.6	847.9
Labor cost in the Awano WWTP	Included	Included
Labor cost in the Clean Center	Not included	-
Algal transfer fee	Not included	-
Recycle Acetic acid transfer fee	Not included	-
Disinfection cost	Not included	Not included
Construction fee	Not included	Not included
Maintenance fee	Included	Included

なお、本研究では、クリーンセンターの人的費用については、既存のコストと同じであるとし考慮していない（表 3-3）。また、HTL プロセスは熱のみの反応であり、有害化学物質等の薬品を使用しないため、プラントの自動運転技術を適用することが可能であると考えられる。将来的には、廃棄物処理監視システムの一部に HTL 監視システムを追加することで、プラントの自動運転が可能となるとし人的費用を計上しなかった。また、栗野浄化槽からクリーンセンターへの藻類・廃有機酸の運搬にかかる費用は、維持管理費の 1%程度と軽微であるため[8]、今回の研究には含めていない。

### 3.2.8 栗野 WWTP における藻類シナリオ A・B (藻類シナリオ)

隣接する施設の近接に関連するコストの違いを比較するため、藻類シナリオ A・B を設定した (図 3-5)。藻類シナリオ A では、20% の脱水藻類の懸濁液がゴミ焼却炉で HTL 行程を実施するために移送され、HTL 行程はゴミ焼却時の廃熱を利用して行われる。藻類シナリオ B では、HTL は電気ヒーターを使用して WWTP で移送せずに行われる。

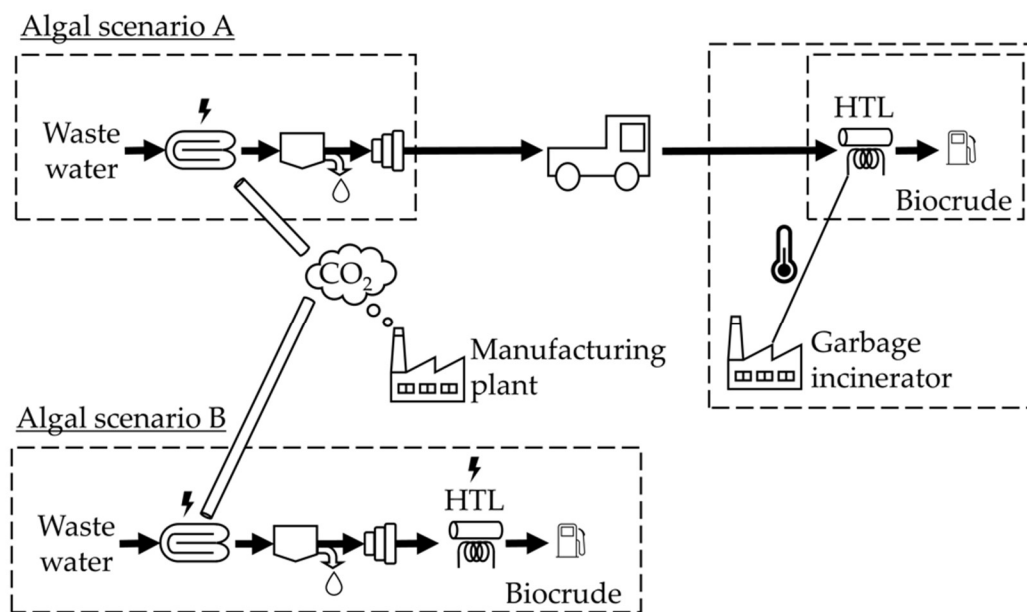


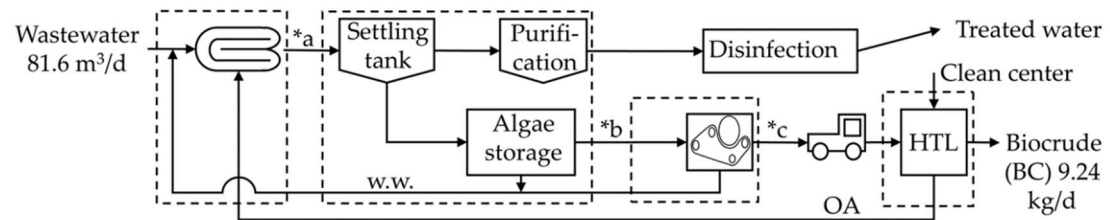
Fig. 3-5 Comparison of algal scenarios A and B based on proximity of neighboring facilities

図 3-5 近隣の熱供給施設の有無による藻類シナリオ A・B の設定

### 3.2.9 藻類シナリオの分割

微細藻類燃料生産システムのコスト計算のため工程を、第二章における環境負荷・エネルギー計算に準じ、培養、沈殿（高分子凝集剤）、脱水（ドラムフィルター）、HTL、製品・廃棄物のコストの5つに分類して検討した（図3-6）。計算では、年間処理量の異なる他の処理場にも適用できるようにコスト従属変数を設定した。コスト従属変数を設定するための基データは、福島県南相馬市で2016年度から2019年度までに実施された大規模実証実験[3]から収集し、その他の関連データは下水道統計[7]から補足して変数を設定した。処理量は50 m<sup>3</sup>/dであった。また、工事費の減価償却を考慮する場合にはスケールメリットを適用する必要がある。しかし、本研究では既存設備の有効利用を前提としているため、建設費は考慮しなかった。そのためスケールメリットの運転費部分への影響は小さく、無視することができた。

Cost function set on the Algal scenario



Process	Cultivation	Sedimentation	Dehydration	Extraction
Cost	$C_{HA}$	$C_{SE}$	$C_{DR}$	$C_{HTL}$
Output	*a: $MA_{HA}$	*b: $MA_{SE}$	*c: $MA_{DR}$	BC
Electricity	$EC_{HA}$	$EC_{SE}$	$EC_{DR}$	$EC_{HTL}$

Mass balance of each process

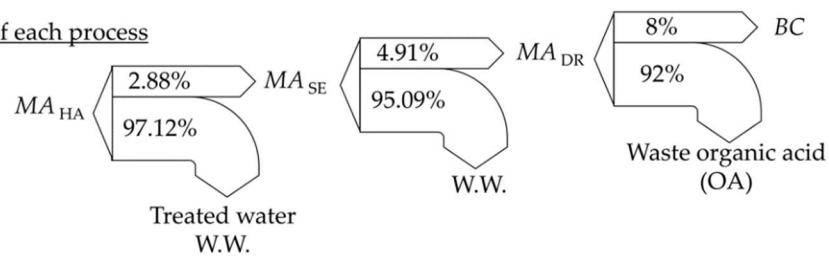


Fig. 3-6 The cost function and mass balance for each process, based on the flow of the algal scenario (Fig. 5-4)

図 3-6 経済性検討のためのコスト関数と質量バランス

### 3.2.10 各工程の経済性を計算するための関数の設定

一日あたりの総運転コスト  $C$  (JPY/d) は、設定したコスト関数と参照した関数[30]から算出される。各工程のそれぞれのコストを合計し、藻類シナリオでのバイオクルードの売却益を差し引いたものである (式 3-1)。

$$C = C_{HA} + C_{SE} + C_{DR} + C_{HTL} - P_{BC} \times BC \quad (3-1)$$

塩素およびその他の消毒のコストは、この比較では両システムとも同じであり、コスト計算パラメータから除外した (表 3-3)。

藻類懸濁液の1日あたりの収量  $MA_{HA}$  (t/d) は、流入排水  $WW$  ( $m^3/d$ ) の体積に  $\rho$  ( $t/m^3$ ) を乗じた値に等しい。そして、 $WW$  ( $m^3/d$ ) は、培養槽の面積  $A$  ( $m^2$ ) と水深  $d$  (m) から算出した体積を  $HRT$  (d) で除して求められる (式 3-2)。藻類シナリオにおいて、後付けで下水処理場に導入し、1日あたりの流入量と容積比の余裕を考慮して、藻類系の処理量を決定する。

$$MA_{HA} = WW \times \rho = \frac{A \times d}{HRT} \times \rho \quad (3-2)$$

藻類懸濁液  $MA_{HA}$ (t/d)、凝集沈殿後の藻類懸濁液  $MA_{SE}$ (kg/d)、脱水後の藻類懸濁液  $MA_{DR}$ (kg/d)および生成される  $BC$ (kg/d)の収量との関係は、実験値から求めた(式 3-3~3-5)。南相馬での実験値は小ロットで得られたものであるため、連続栽培や規模拡大に伴い、各工程での損失率が低下することが期待されるが、以下の計算では実験値を適用している。

$$MA_{SE} = MA_{HA} \times 2.88\% \times 1,000 \quad (3-3)$$

$$MA_{DR} = MA_{SE} \times 98.02\% \times 4.91\% \quad (3-4)$$

$$BC = MA_{DR} \times 8\% \quad (3-5)$$

各工程のコストを算出するための様々な条件を設定した（表 3-4）。これらは第二章～第四章の各工程のマテリアルバランスの環境負荷の計算に対応している。

Table 3-4 Variables and constant values in microalgae oil production, for the treated volume of 81.6 m<sup>3</sup>-w.w./d

表 3-4 微細藻類燃料生産における一日当たり 81.6 m<sup>3</sup>-w.w./d の排水を処理すると仮定した際の定数および変数

Variable	Description	Reference Value	Unit	Remarks
$d$	The depth of open raceway pond (ORP)	0.8	m	Productivity is changed by the depth
$A$	The surface area of ORP	408	m <sup>2</sup>	Reuse of existing pond
$WW$	Wastewater used as a solvent	81.6	m <sup>3</sup> /d	-
$\rho$	Volumetric mass density	1	t/m <sup>3</sup>	-
$MA_{HA}$	Mass of the algal suspension at harvest	81.6	t/d	SS* weight ratio of 0.015%
$MA_{SE}$	Mass of the algal suspension after coagulation and sedimentation	2,350	kg/d	SS weight ratio of 1.156%
$MA_{DR}$	Mass of the algal suspension after Drum-filtration	115.5	kg/d	SS weight ratio of 20%
$BC$	Biocrude	9.24	kg/d	Biocrude-wet [2]
$DS$	Dehydrated sludge	56.7	kg/d	(Existing scenario)
$OA$	HTL water phase (Contains organic acid)	106	kg/d	Use as heterotrophic
$C$	Total operation cost	3,678	JPY/d	Not included disinfection and $C_{HTL}$
$C_{HA}$	Operation cost of cultivation	1,458	JPY/d	Free exhausted CO <sub>2</sub>



Table 3-4 Cont.

表 3-4. 続き

Variable	Description	Reference Value	Unit	Remarks
$C_{SE}$	Operation cost of sedimentation	2,255	JPY/d	-
$C_{DR}$	Operation cost of dehydration	290	JPY/d	-
$(C_{HTL})$	Operation cost of extraction (HTL)	4,594	JPY/d	Free when using waste heat
$EC_{HA}$	Electricity consumption of cultivation	33.14	kWh/d	-
$(EC_{PW})$	Paddlewheel part in the cultivation	19.8	kWh/d	-
$(EC_{PUMP})$	Pump part in the cultivation	13.3	kWh/d	-
$EC_{SE}$	Electricity consumption of sedimentation	62.2	kWh/d	-
$EC_{DR}$	Electricity consumption of dehydration	11.14	kWh/d	Drum-filter
$EC_{HTL}$	Electricity consumption of extraction (HTL)	176.7	kWh/d	-
$R_{DR}$	Utilization rate within the Drum-filter working hour	98	%	-
$R_{HTL-U}$	Utilization rate within the extraction (HTL) working hour	80	%	Algal scenario B
$R_{HTL-H}$	Heat recovery rate within the extraction (HTL)	86	%	Algal scenario B
$N_{PW}$	Number of paddle wheels	1	unit	1 unit/1,000 m <sup>2</sup>
$N_{PUMP}$	Number of the pump unit 1 unit includes 2 pumps (In-Out)	1	unit	1 unit/1,000 m <sup>2</sup>
$N_{HTL}$	Number of HTL	5	unit	-
$W_{PW}$	Power consumption of paddle wheel	2.20	kWh/unit	Table 5: e4

Table 3-4 Cont.

表 3-4. 続き

Variable	Description	Reference Value	Unit	Remarks
$W_{PUMP}$	Power consumption of the pump	0.67	kW/h/unit	Table 5: e1
$W_{SE}$	Power consumption of settling tank	2.59	kW/h/unit	Table 5: e2
$W_{DR}$	Power consumption of Drum-filter	1.42	kW/h/unit	Table 5: e3
$W_{HTL}$	HTL heater output 10.2 kWh $\times$ 18%	1.84	kW/h/unit	Catalog value
$\alpha$	Processing capacity of the pump	136	L/min	-
$\beta$	Processing capacity of the settling tank	3.4	m <sup>3</sup> /h	-
$\gamma$	Processing capacity of Drum-filter	300	kg/h	Minimum 300 kg/h
$\delta$	Processing capacity of HTL	1.2	kg/h	[3]

Price	Description	Setting Value	Unit	Remarks
$P_{BC}$	The sales price of Biocrude	35.0	JPY/kg	45 US/D/barrel
$P_{DS}$	/Disposal cost of dehydrated sludge	28.8	JPY/kg	(Existing scenario)
$P_{AA}$	Price of sodium acetate	55	JPY/kg	-
$P_{EC}$	electricity charges	26	JPY/kWh	-
$P_{CO2}$	Carbon dioxide purchase	320	JPY/kg	Use/d at 15%
$P_{CO2}'$	The sales price of carbon credit	-1.85	JPY/kg	-
$P_{PC}$	Price of polymer flocculant	500	JPY/kg	-

Table 3-4 Cont.

表 3-4. 続き

Variable	Description	Reference Value	Unit	Remarks
$P_{PS}$	Price of Inorganic coagulant	25	JPY/kg	Iron (II) polysulphate
\$(USD)	Exchange rate	109	JPY/USD	Ave. 2019
Constant	Description	Setting Value	Unit	Remarks
HRT	Algal hydraulic retention time	4	d	-
$c$	Harvested algal suspension concentration	0.148	g/L	Table 2: changes with $d$
AA	The usage rate of sodium acetate	0.15	kg/m <sup>3</sup> -w.w.**	Table 2
wh <sub>PW</sub>	Working hour of paddle wheel	18	h/d	-
wh <sub>DR</sub>	Working hour of Drum-filter	8	h/d	-
wh <sub>PUMP</sub>	Working hour of pump	10	h/d	-
wh <sub>EQ</sub>	Working hour of Equipment	24	h/d	Constant operation
wh <sub>HTL</sub>	Working hour of HTL	24	h/d	-
CO <sub>2HA</sub>	CO <sub>2</sub> absorption in the cultivation process included at harvesting	0.639	kg/m <sup>3</sup> -w.w.	-
PC <sub>HA</sub>	Polymer flocculant (Algal harvest)	0.0030	kg/m <sup>3</sup> -w.w.	
PC <sub>PU</sub>	Polymer flocculant (Water treat)	0.0005	kg/m <sup>3</sup> -w.w.	
PS	Inorganic coagulant (Water treat)	0.25	kg/m <sup>3</sup> -w.w.	Iron (II) polysulphate

\*SS: Suspended solid, \*\*w.w.: wastewater.

### 3.2.11 栽培・収穫工程のコスト関数

培養工程における1日の運転コスト  $C_{HA}$  (JPY/d) は、培養槽の深さおよび面積に依存する曝気のための電力消費量  $EC_{HA}$  (kWh/d) より算出される。栄養塩としての酢酸 (AA) の使用量 (kg/m<sup>3</sup>-w.w.) は収量  $MA_{HA}$  (t/d) に比例し、微細藻類のCO<sub>2</sub>吸収量は消費量  $CO_{2HA}$  (kg/m<sup>3</sup>-w.w.) から算出された(式 3-6)。CO<sub>2</sub>のコストは、CO<sub>2</sub>を工業用ガスとして購入した場合は  $P_{CO_2}$ (JPY/kg)とし、排気CO<sub>2</sub>ガスを使用した場合は使用時のカーボンクレジットにより  $P_{CO_2}'$  (JPY/kg)を得ることができる。先行研究では、排気ガスからのCO<sub>2</sub>吸収量(15%)と大気からのCO<sub>2</sub>吸収量の比率は8:2であることが示されているため、本研究では、排気ガスからのCO<sub>2</sub>吸収量の合計を80%と仮定した。

$$C_{HA} = EC_{HA} \times P_{EC} + (AA \times P_{AA} + CO_{2HA} \times 80\% \times P_{CO_2}') \times MA_{HA} \times 1,000 \quad (3-6)$$

収穫工程における1日の電力消費量  $EC_{HA}$  (kWh/d) は、水の混合および微細藻類への酸素・二酸化炭素供給のためのパドルホイールの所要電力  $W_{PW}$  (kWh/h/台)、収穫および  $W_{PUMP}$  からの排水補充のためのポンプの所要電力  $W_{PW}$  (kWh/h/台)、 $wh_{PW}$ 、 $wh_{EQ}$  および  $wh_{PUMP}$  (h/d) から、各運転時間ごとに算出した(式 3-7)。係数は、潜伏期間、潜伏面積、ポンプの必要容量  $\alpha$  (L/min) に応じて決定した。所要電力の式は(表 A-2)を用いた。

$$EC_{HA} = N_{PW} \times W_{PW} \times wh_{EQ} + N_{PUMP} \times W_{PUMP} \times 2 \times wh_{PUMP} \quad (3-7)$$

### 3.2.12 沈殿工程のコスト関数

沈殿工程（一次濃縮） $C_{SE}$  (JPY/d) のコスト関数は南相馬における実証実験にて用いられた遠心分離機の 1 日の運転コストを用いた。しかし、遠心機は電力使用量が多いためエネルギー効率が低く、高分子凝集剤を用いた沈殿装置の方が遠心機よりもエネルギー効率が低く、GHG 排出量も少ないと推測された。また、本研究の対象となった栗野 WWTP では、一次濃度の処理に重力沈降を利用しており、既存のシステムでも藻類シナリオに対応できる可能性が高かった。

高分子凝集剤の使用に関しては、実証実験結果より微細藻類の良好な沈殿が得られることを確認した。また、多鉄水溶液に由来する鉄スラッジが HTL プロセスに悪影響を及ぼす可能性があるため、収穫時には陽イオン性高分子凝集剤のみを使用し、沈殿時の浄化には多鉄水溶液と陰イオン性高分子凝集剤を使用し、収穫後の排水の水質基準を満たすようにした。ここでは、収穫、沈殿における両凝集剤のコストは同程度と見積もった。その結果、 $EC_{SE}$  (kWh/d)、高分子凝集剤  $P_{CHA}$  (kg/m<sup>3</sup>-w.w.)、 $P_{CPU}$  (kg/m<sup>3</sup>-w.w.)、 $P_S$  (kg/m<sup>3</sup>-w.w.) の消費電力は、以下のように表すことができた (式 3-8,9)。

$$C_{SE} = EC_{SE} \times P_{EC} + P_{CHA} \times P_{PC} \times MA_{HA} + (P_{CPU} \times P_{PC} + P_S \times P_{PS}) \times MA_{HA} \times 97.12\% \quad (3-8)$$

$$EC_{SE} = W_{SE} \times wh_{EQ} \quad (3-9)$$

### 3.2.13 脱水工程のコスト関数

脱水工程（二次濃縮）の運転コスト  $C_{DR}$  (JPY/d) は、ドラムフィルターの  $EC_{DR}$  (kWh/d) のみを用いて算出した（式 3-10）。一般的に汚泥の脱水は、遠心力を利用した遠心脱水機，圧密を利用したベルトプレス脱水機，圧縮を利用したスクリープレス脱水機を用いて行われる。装置の適応は，1 日の処理量や汚泥の含有量に依存する[31]。ここで，藻類シナリオでは，南相馬実験で使用したベルトプレス脱水機のデータをもとに計算を行った。

処理能力  $\gamma$  (kg/h) から消費電力 ( $W_{DR}$  (kW/h/台)) を求めた（表 3-4, A2）。ただし，この処理能力は，カタログ下限値 (300 kg/h) よりも少なくなる場合があったため，下限値に対する処理量を利用率  $R_{DR}$  (%) と設定した。これは，処理量  $\gamma$  (300 kg/h) の運転時間 ( $wh_{DR}$ ) として設定した 8 h 運転時の処理量 2,400 kg/d に対する， $MA_{SE}$  で算出した処理量 2,350 kg/d の比率を表している（式 3-11）。

脱水工程における藻類の処理は，既存の脱水汚泥用設備である遠心分離機やドラムフィルターを用いて，併用させることができるとした。

$$C_{DR} = EC_{DR} \times P_{EC} \quad (3-10)$$

$$EC_{DR} = W_{DR} \times wh_{DR} \times R_{DR} \quad (3-11)$$

### 3.2.14 水熱液工程のコスト関数

HTL プロセスの運転コストである  $C_{HTL}$  (JPY/d) は、ヒーターの電力より算出した (式 3-12)。ただし、南相馬市では詳細な消費電力データがないため、脱水汚泥の水熱液化データから消費電力を推定した。処理能力  $\delta$  (kg/h) は、南相馬実験結果より、反応温度 350°C、圧力 20 MPa-G、反応管内滞留時間 6 min、流量 20 mL/min の条件で、バイオクルード収率が最大となるように設定した。また、HTL 単位数  $N_{HTL}$  (単位) と利用率  $R_{HTL-U}$  (%) を以下のように設定した (式 3-13)。なお、式 3-13 における  $N_{HTL}$  は表 A-3 の  $n_5$  を、 $wh_{EQ}$  は表 A-1 の Working hours, B (Equipment) を示している。

HTL における消費電力  $W_{HTL}$  は、南相馬市の微細藻類の HTL (350°C, 20 MPa, 6 分間) における 6 台の HTL ヒーター出力 (最大熱量は 30,600 MJ/m<sup>3</sup>-w.w.) を基準に算定した。しかし、この熱量は最大出力を表しており、常時この電力が消費されるわけではない。そこで、類似研究のデータによる、1 m<sup>3</sup> の廃水 (SS 15%) を HTL (400°C, 10 MPa, 15 分間) で処理した場合の熱消費量は、5,476 MJ/m<sup>3</sup>-w.w. (給水ポンプ、加圧ポンプ等から 2,181 MJ/m<sup>3</sup>-w.w., ヒーターから 3,294 MJ/m<sup>3</sup>-w.w.) [32] であった事例を参考に、HTL におけるエネルギー使用率  $R_{HTL-U}$  として 18% を採用した。その結果、消費電力  $W_{HTL}$  は、10.2 kWh × 18% = 1.84 kWh として計算された。

また、409 °C, 11 MPa の HTL 下での下水汚泥の熱回収率  $R_{HTL-H}$  (%) は 86% であった [32]。他の同様の研究では、熱回収率は約 80% であった [33]。したがって、本研究では  $R_{HTL-H}$  の熱回収率 (%) を 86% と設定した。

$$C_{HTL} = EC_{HTL} \times P_{EC} \quad (3-12)$$

$$EC_{HTL} = N_{HTL} \times W_{HTL} \times wh_{EQ} \times R_{HTL-U} \times R_{HTL-H} \quad (3-13)$$

### 3.2.15 バイオクルードの販売価格と脱水汚泥処理費用

バイオクルード (BC) の販売価格は、原油価格と同水準の 45 \$/バレルとした。これを原油 140 kg/bbl., 為替 109 円/USD で換算すると 35 円/kg-BC となる。バイオ原油は、カーボンニュートラルの観点から原油よりも高値で取引が可能なことが予想される。しかし、経済的負担を増加させずに代替エネルギー源となることが求められているため、本研究では販売価格を原油と同等に設定した。

既存システムの場合、排水処理後の最終廃棄物として脱水汚泥(DS) (kg/d) が発生する。脱水汚泥は、肥料やセメント原料、燃料として利用されたり、高温焼却後埋め立て処分にされる。また脱水汚泥の引取りには、料金が発生する場合もあれば、公共事業の一環として自治体の事業で使用する場合などは無料で受入れている場合もある。栗野 WWTP の汚泥処理費用である  $P_{DS}$  (円/kg) は、下水道統計 2017 より、28,753 円/t-DS (264 \$/t-DS) であった[15]。

最後に、式(3-1)-(3-13)を用いて、微細藻類導入の運転コストのコスト従属変数を構築した。なお、各計算式の内訳については付録 (表 A-8) に示した。



### 3.3 結果および考察

#### 3.3.1 3つのシナリオの運転コスト

上述のコスト従属変数と既存の OD 法[32]における下水処理場の運転コストのコスト従属変数から、流入排水 1 日当たり 81.6 m<sup>3</sup> と仮定して、流入排水 1 m<sup>3</sup> 当たりの運転コストを算出した (図 3-7, 表 A1)。藻類シナリオの運転コストは、藻類シナリオの 81.6 m<sup>3</sup> 部分を反映しており (図 3-4), 既存シナリオは 81.6/848 m<sup>3</sup> 部分 (9.6%) を反映している (図 3-3)。また、前述の一日当たりの総運転コスト (C) にはバイオクルードの売却益によるコスト削減も含めていたが、本図では分かりやすいよう別に表示した。

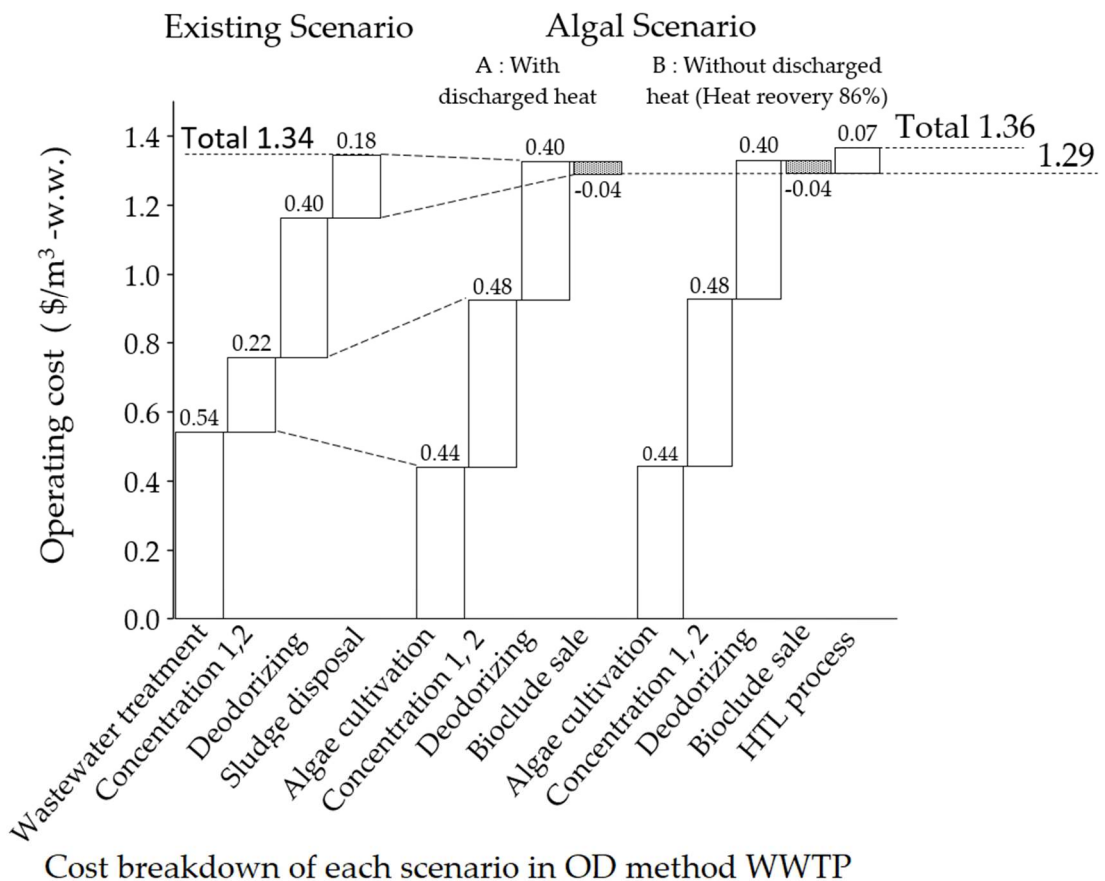


Fig. 3-7 Operating costs (\$: USD) per 1 m<sup>3</sup>-w.w. for existing and microalgae oil production scenarios A and B (Treatment volume is 81.6 m<sup>3</sup>-w.w./d)

図 3-7 既存システムと微細藻類燃料生産システム A・B における排水 1 m<sup>3</sup> あたりの処理費用 (\$)

藻類シナリオは、栗野 WWTP の既存システムの部分的な代替として藻類を使用することを前提としている。排水処理量  $81.6 \text{ m}^3/\text{d}$  をベースに、主に濃縮汚泥、脱水機投入汚泥量、脱水汚泥処理量を換算した[15]。排水  $1 \text{ m}^3\text{-w.w.}$ あたりの総運転コストを比較すると、既存システムは  $1.34 \text{ \$/m}^3\text{-w.w.}$ 、藻類シナリオ A（排ガスと排熱利用）は  $1.29 \text{ \$/m}^3\text{-w.w.}$ 、藻類シナリオ B（排ガスのみ利用）は  $1.36 \text{ \$/m}^3\text{-w.w.}$ であり、排ガスと排熱の両方が利用できる場合には、既存プロセスよりも若干コストが低くなっている。一方、廃熱を使用せずに HTL 工程で電力を使用した場合は、コストがやや高くなった。

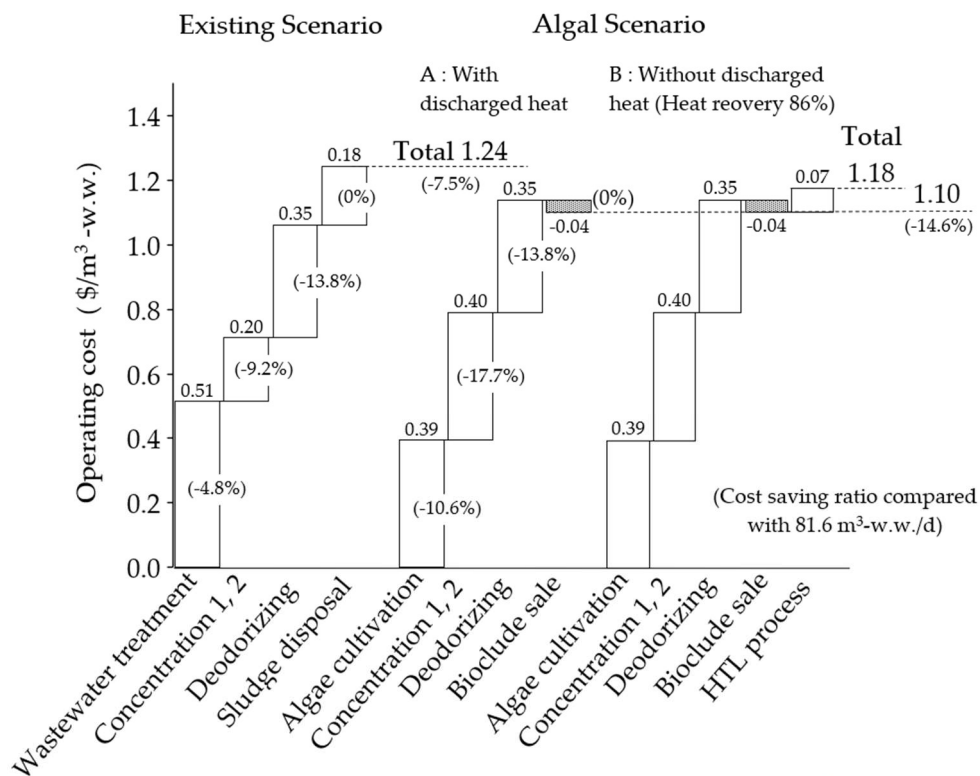
運転コストの内訳（表 A 1）を見ると、水処理や  $C_{\text{HA}}$  の培養工程の電気代は藻類の方が低かった。これは、水深が浅く、HRT が長いため反応の進行が遅く、酸素を供給するために必要な電力が比較的少なかったためである。このプロセスでは、カーボンクレジットによるコスト削減効果（ $-0.01 \text{ \$/m}^3\text{-w.w.}$ ）も含まれていたが、培養工程のコスト（ $C_{\text{HA}}$ ： $0.16 \text{ \$/m}^3\text{-w.w.}$ ）の約 5%程度であり大きな効果は得られなかった。

一次濃縮部分（重力濃縮）は、既存のシステムでは化学薬品を使用していなかったのに対し、藻類システム（ $C_{\text{SE}}$ ）では高分子凝集剤を使用しているため、より高価（ $+0.23 \text{ \$/m}^3\text{-w.w.}$ ）であった。二次濃縮（遠心脱水）と脱臭はほとんど効果がなかった。最後に、脱水汚泥の処理費用（ $-0.18 \text{ \$/m}^3\text{-w.w.}$ ）が不要となり、バイオ原油の販売収入（ $-0.04 \text{ \$/m}^3\text{-w.w.}$ ）が加算された。この結果、総コストの差はほとんどなく、高分子凝集剤のコストは、カーボンクレジット、バイオクルードの販売、汚泥処理費の不足で大きく補われていることが分かった。

### 3.3.2 1日の排水処理量を1,000 m<sup>3</sup>規模にした際のコスト変化

スケールアップシナリオは、1日の処理量の変化に関連して評価された。81.6 m<sup>3</sup>/dの場合、排ガスのみを使用するシステムBのコストは既存システムを上回ったが、1,000 m<sup>3</sup>/dの規模では、既存システムのコスト1.24 \$/m<sup>3</sup>-w.w.に対し、システムBのコストは1.18 \$/m<sup>3</sup>-w.w.未満であった。このことは、既存システムよりも藻類システムの方が有利であることを示している（図3-8）。

図3-8の既存シナリオでは、大規模処理の一環として848 m<sup>3</sup>-w.w./dの処理規模を適用し81.6 m<sup>3</sup>-w.w./dに換算しているため、1,000 m<sup>3</sup>に規模を拡大しても大きな変化は見られなかった。一方、藻類システムは、81.6 m<sup>3</sup>-w.w./dから1,000 m<sup>3</sup>-w.w./dへと処理規模が約10倍となっていた。そのため、各工程でのコストが削減され、藻類システムA、Bの合計コストは従来システムよりも低くなった。



Cost breakdown of each scenario in OD method WWTP (1,000 m<sup>3</sup>-w.w./d)

Fig. 3-8 Operating costs (\$) per 1 m<sup>3</sup>-w.w. for existing and microalgae oil production scenarios A and B (Treatment volume is 1,000 m<sup>3</sup>-w.w./d)

図3-8 1日の排水処理量を1,000 m<sup>3</sup>に拡大時の各シナリオのコスト

### 3.3.3 藻類シナリオ A・B における前提条件変更時の経済性変化

本研究では、藻類のシナリオ A と B は、いくつかの仮定（表 3-4）に基づいていた。コストの変化を見るために、主要な前提条件を変更していくつかのパターンを算出した（表 3-5）。藻類シナリオ B で熱回収率を 0%に変更した場合、コストは既存シナリオの 1.3 倍になった。藻類シナリオ A で排ガス CO<sub>2</sub> を商用ガスに変更した場合、コストは既存シナリオの 2.1 倍となった。藻類シナリオ A で、排出熱と CO<sub>2</sub>ガスの両方を商用ガスに変更した場合、コストは既存シナリオの 2.5 倍となった。藻類シナリオでは、排熱と排 CO<sub>2</sub> の有効利用が必須のコスト削減要因となっていることが分かる。

Table 5-5 Cost change by changing key assumptions  
(treatment volume is 81.6 m<sup>3</sup>-w.w./d)

表 3-5 影響の大きい仮定を変更した際のコスト変化

Key Assumptions	Existing Scenario	Algal Scenario A	Algal Scenario B	Other patterns		
				1	2	3
Use of exhaust CO <sub>2</sub> gas as free	-	✓	✓	✓	-	-
Use of discharged heat in HTL	-	✓	-	-	✓	-
HTL heat recovery ( $R_{HTL-H}$ )	-	-	86%	0%	-	-
Operation cost (\$/m <sup>3</sup> -w.w.) (Ratio based existing)	1.34 (1.0)	1.29 (1.0)	1.36 (1.0)	1.81 (1.3)	2.80 (2.1)	3.32 (2.5)

### 3.3.4 微細藻類燃料生産シナリオにおける環境負荷

微細藻類燃料生産システムと OD 法の排水処理場を組み合わせたシステムは、前述の計算（図 2-2）により、既存システムよりも優れていることが判明している。図 2-2 と第 5 章での相違点は、クリーンセンターでの廃熱利用のために、微細藻類懸濁液（藻類濃度 20%）と廃有機酸を相互に約 6 km 輸送する必要があることである。

また、排熱を利用せずに電気エネルギーで HTL の熱を発生させた場合の環境負荷は、藻類シナリオ A で熱回収を行わない場合、HTL プロセスで 1.34 kg-CO<sub>2</sub> eq/m<sup>3</sup>-w.w.となり、従来シナリオ（2.76 kg-CO<sub>2</sub> eq/m<sup>3</sup>-w.w.）よりも高い 2.95 kg-CO<sub>2</sub> eq/m<sup>3</sup>-w.w.の環境負荷が発生する。また、藻類シナリオ B の熱回収率を 86%と仮定した場合の環境負荷を試算すると、総環境負荷は 1.77 kg-CO<sub>2</sub> eq/m<sup>3</sup>-w.w.となり、既存シナリオの約 3分の 2 となった（図 3-9）。

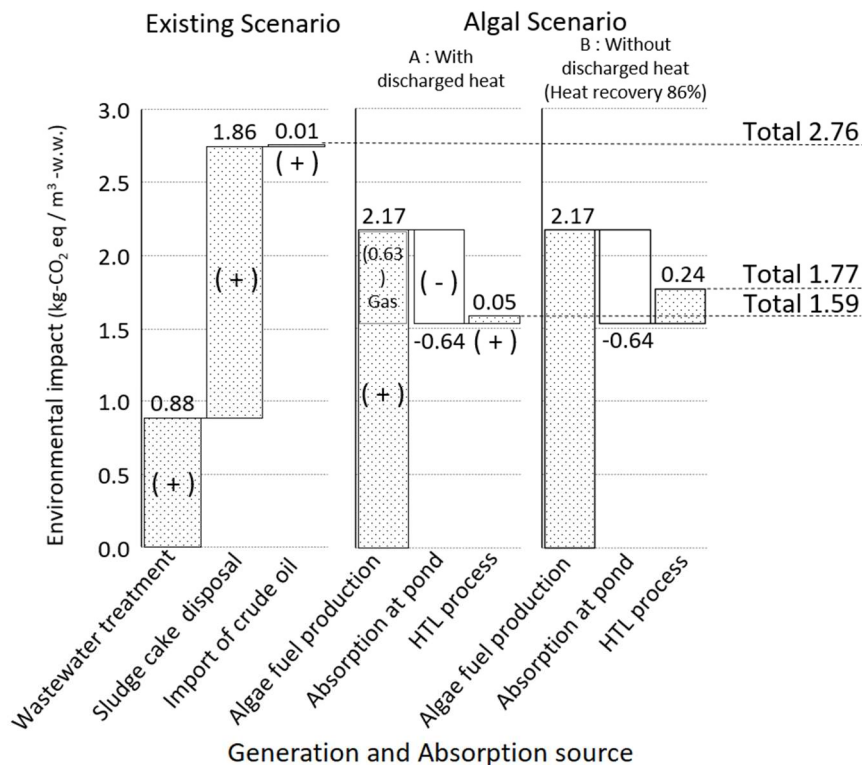


Fig. 3-9 Environmental impact in terms of GWP100 for each operating cost scenario (Scenario B added from Reference [2])

図 3-9 各シナリオにおける環境負荷

### 3.4 結論

排水を利用した微細藻類燃料生産は、人口減少地域における排水処理場において、持続可能な社会へ向けた排水エネルギー利用のための解決策の一つである。微細藻類と OD 法の小規模排水処理場の組合せにより、これまで大規模処理場(処理容量 4,000 m<sup>3</sup>-w.w./d 以上)におけるメタン発酵等に限定されてきた排水からのエネルギー回収が小規処理場(処理容量 1,000-6,000 m<sup>3</sup>-w.w./d)でも実現可能となることが分かった。本研究のモデルで既存の処理施設を例に示したように、現在の設備を有効活用しつつ一部を微細藻類燃料生産を導入することにより、既存の OD 法と同等の費用対効果を有し、かつ環境負荷の低い新しい排水処理方式として実用が可能であると考えられる。

さらに、微細藻類を利用した小規模排水処理・製油は、商業利用の拡大と更なる研究により、操業コストの更なる低減とバイオ原油生産量の向上が期待できる。本研究では日本国内の既存の OD プロセスの排水処理場を対象としたが、OD 法は維持管理の簡便さに優れており、コスト低減と合わされば開発途上国の新規排水処理場にも本システムを導入することが可能である。なお、海外で適用する際には、夏季の高温や冬季の低温による微細藻類の増殖速度の確認や、人件費や公共料金の相違による損益分岐点の再計算が必要である。

一方、近年微細藻類はバイオクルードの生産のみならず、化粧品やプラスチック等、高付加価値製品の原料としても期待されている。廃水利用の場合は製品として消費者に受け入れられるか受容性の確認が必要ではあるが、様々な産出物の中で、代替効果による環境負荷がより低い組合せを継続的に検証していく必要がある。

## 第四章

### 総論

微細藻類による燃料生産は、二酸化炭素を固定化することで温室効果ガス（GHG）の排出量を低減できるほか、食料生産と競合しない廃水を栄養塩として利用できる特徴を持つ。一方、日本における微細藻類の培養条件の適合性として、赤道付近と比べると日射量が少なく冬場の水温が低い等不利な面がある。しかし、微細藻類の培養から環境負荷の低い廃水処理技術への応用を考慮すると、未利用資源の有効活用が期待される。本論文では、微細藻類の培養を廃水処理と組合せたシステムの定量的評価を目的とし、微細藻類燃料生産の実用化に向けた環境・経済性評価を行った。具体的には、福島県南相馬市での実証実験の成果をもとに、微細藻類の培養からバイオクルード生産までを含めたシステムモデルを構築した。また、構築したシステムモデルをベースにシミュレーションを実施し、EPR, LCA, 経済性について、微細藻類燃料生産と廃水施設の組合せの実現可能性を検証した。

第一章では、福島県南相馬市で行われた多種混合培養微細藻類による燃料生産プロジェクトにおける大規模実証実験のデータをもとに、エネルギー収支比（EPR）、環境影響評価（LCA）による評価が可能な、詳細かつ全体を網羅する微細藻類燃料生産シナリオを構築した。シナリオでは、培養槽における廃水の利用量及び微細藻類生産効率、各工程における藻類懸濁液から燃料に至るまでの質量バランス、電力使用量、薬剤使用量等のパラメータを独立変数と従属変数に区分し、それぞれのパラメータの関係性を明確化した。その結果、オキシデーションディッチ（OD）法の排水処理場と微細藻類燃料生産について、施設容量、培養環境に関する蓋の有無や気温等の条件、水質浄化基準等の検討を行い、微細藻類による廃水処理導入に支障がないことを確認した。また、廃水処理において現在導入が進められているメタン発酵技術は複数の標準活性汚泥法施設の集約や生ごみの追加投入等による大規模処理に有効であるのに対し、微細藻類燃料生産は比較的小規模（1,000～6,000 m<sup>3</sup>/d）の処理場に適合することを明らかにした。

第二章では、第一章で構築した関数を用い、微細藻類燃料生産における各プロセスの稼働における環境負荷、ならびにエネルギー使用状況を明らかにした。



運転時における CO<sub>2</sub> 換算総 GHG 排出量が、既存シナリオでは廃水 1 m<sup>3</sup> を処理した際に 2.76 kg-CO<sub>2</sub> eq/m<sup>3</sup>-w.w. 排出され、藻類シナリオでは 1.59 kg-CO<sub>2</sub> eq/m<sup>3</sup>-w.w. 排出されることが示された。既存の排水処理場に藻類シナリオを導入すると、環境負荷が 60%程度にまで減少した。一方で、廃水処理における藻類シナリオの EPR は 0.41 であり、既存シナリオの 0.21 より約 2 倍となることが分かった。また、HTL 工程における微細藻類懸濁液からのバイオクルード生成質量に関して、理論値に対し今回採用した実験値は約 50%と乖離が大きいことが示された。しかしながら、懸濁液からの変換質量を理論値並みに改善し、深培養により培養水深を 0.2 m から 0.8 m へスケールアップを図れば、EPR が 1 を超える可能性があることが示された。さらに、HTL に必要な熱(施設間距離 400 m 以内で 700°C以上：HTL 工程使用時にて 350°C以上) や、排ガス (0.64 kg CO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>-w.w.) を獲得する重要性について言及した。

第三章において、第一章で設定した条件に加え、具体的かつ詳細な排水処理場へ導入する微細藻類燃料生産システムを構築し、経済面からの解析を進めた。その結果、運転時における廃水処理費用として既存システムは 1.34 \$/m<sup>3</sup>-w.w.、藻類シナリオ A (排ガスと排熱利用) は 1.29 \$/m<sup>3</sup>-w.w.、藻類シナリオ B (排ガスのみ利用) は 1.36 \$/m<sup>3</sup>-w.w. であり、ほぼ同等の経済性であることが示された。

以上を総括すると、本論文では、実験室規模の主要な実験データ抽出から、環境、エネルギーおよび経済の観点からの実現可能性評価までの包括的な研究が実施された。また、LCA を用いた環境影響評価の結果から、微細藻類燃料生産を OD 法の廃水処理施設と組み合わせることにより、同程度の運転コストで GHG 排出量を 60%まで低減可能であることが示された。さらに、課題として廃熱と CO<sub>2</sub> を無償・環境負荷なしでの獲得方法、HTL 工程の変換効率が、実験値では理論値の 50%程度しか達成されていないこと、既存廃水処理施設に藻類システムを組込む際の使用面積に制限があることを明らかにした。

## 参考文献

1. JAXA が描く未来の電動航空機 Available online:  
[https://www.aero.jaxa.jp/spsite/eclair-sp/emission\\_free.html](https://www.aero.jaxa.jp/spsite/eclair-sp/emission_free.html) (accessed on 8 October 2020).
2. Shahid, A.; Malik, S.; Zhu, H.; Xu, J.; Nawaz, M.Z.; Nawaz, S.; Asraful Alam, Md.; Mehmood, M.A. Cultivating Microalgae in Wastewater for Biomass Production, Pollutant Removal, and Atmospheric Carbon Mitigation; a Review. *Science of The Total Environment* **2020**, *704*, 135303, doi:10.1016/j.scitotenv.2019.135303.
3. Sasongko, N.; Noguchi, R.; Ito, J.; Demura, M.; Ichikawa, S.; Nakajima, M.; Watanabe, M. Engineering Study of a Pilot Scale Process Plant for Microalgae-Oil Production Utilizing Municipal Wastewater and Flue Gases: Fukushima Pilot Plant. *Energies* **2018**, *11*, 1693, doi:10.3390/en11071693.
4. Demura, M.; Yoshida, M.; Yokoyama, A.; Ito, J.; Kobayashi, H.; Kayano, S.; Tamagawa, Y.; Watanobe, M.; Date, N.; Osaka, M.; et al. Biomass Productivity of Native Algal Communities in Minamisoma City, Fukushima Prefecture, Japan. *Algal Research* **2018**, *29*, 22–35, doi:10.1016/j.algal.2017.11.008.
5. Choi, H.I.; Hwang, S.-W.; Sim, S.J. Comprehensive Approach to Improving Life-Cycle CO<sub>2</sub> Reduction Efficiency of Microalgal Biorefineries: A Review. *Bioresource Technology* **2019**, *291*, 121879, doi:10.1016/j.biortech.2019.121879.
6. Iasimone, F.; De Felice, V.; Panico, A.; Pirozzi, F. Experimental Study for the Reduction of CO<sub>2</sub> Emissions in Wastewater Treatment Plant Using Microalgal Cultivation. *Journal of CO<sub>2</sub> Utilization* **2017**, *22*, 1–8, doi:10.1016/j.jcou.2017.09.004.
7. Algae Industry Incubation Consortium Japan *Annual Report of the Microalgae Pilot Project for Biofuel Production 2019*, Algae Biomass and Energy System R&D Center, University of Tsukuba: Tsukuba, Japan, 2019;
8. Oshita K.; Furubayashi T.; Nakata T. The Analysis on Performance of Microalgae-based Biofuel Production System Considering Regional Climate

- Condition and Transportation. *J. Jpn. Inst. Energy* **2011**, *90*, 1047–1056, doi:10.3775/jie.90.1047.
9. Doshi, A.; Pascoe, S.; Coglan, L.; Rainey, T. The Financial Feasibility of Microalgae Biodiesel in an Integrated, Multi - output Production System. *Biofuels, Bioprod. Bioref.* **2017**, *11*, 991–1006, doi:10.1002/bbb.1802.
  10. Wibawa, D.; Nasution, M.; Noguchi, R.; Ahamed, T.; Demura, M.; Watanabe, M. Microalgae Oil Production: A Downstream Approach to Energy Requirements for the Minamisoma Pilot Plant. *Energies* **2018**, *11*, 521, doi:10.3390/en11030521.
  11. Kodo, S. *Sewer Book*; The Nikkan Kogyo Shinbun, LTD: Tokyo, Japan, 2012;
  12. Algae Industry Incubation Consortium Japan *Annual Report of the Microalgae Pilot Project for Biofuel Production 2018*, Algae Biomass and Energy System R&D Center, University of Tsukuba: Tsukuba, Japan, 2018;
  13. Japanese Agency for Natural Resources and Energy Table of Standard Calorific Value and Carbon Emission Coefficient. Available online: [https://www.enecho.meti.go.jp/statistics/total\\_energy/pdf/stte\\_016.pdf](https://www.enecho.meti.go.jp/statistics/total_energy/pdf/stte_016.pdf) (accessed on 28 September 2019).
  14. *Public Sewage of Tochigi*; Tochigi Prefecture Prefectural land maintenance business meeting, Ed.; Tochigi prefecture: Utsunomiya, Japan, 2013;
  15. Narita, Y. *Annual Report of Sewer Statistics 2017*; Japan sewage works association: Tokyo, Japan, 2019; Vol. 74;.
  16. Akiyama, C. M. Sustainability Study of Sewerage Project Based on Future Estimated Population. *J. SESJ* **2019**, *32(2)*, 46–52, doi:10.11353/sesj.32.46.
  17. Australian Science and Technology Heritage Centre Technology in Australia 1788-1988 Available online: <https://www.austehc.unimelb.edu.au/tia/184.html> (accessed on 16 August 2020).
  18. Okaniwa, Y.; Mihara, Y.; Okajima, K.; Tanaka, T. Economical Evaluation of Small Scale Biogas Systems Based on Data of Biogas Plants in Operation. *Water, Land and Environmental Engineering* **2019**, *77*, 635–638, doi:10.11408/jjsidre.77.8\_635.

19. Matsuda K.; Iwahori K. Policy Evaluation of Night Soil and Sludge Intensive Treatment Systems for Regional Resources Recycling. *Japanese J. Wat. Treat. Biol.* **2018**, *54*, 29–38, doi:10.2521/jswtb.54.29.
20. NILIM Ministry of Land, Infrastructure, Transport, and Tourism, Japan *Guideline for Life-Cycle Assessment of Sewerage Systems*; National Institute for Land and Infrastructure Management, 2010; Vol. Technical Note of National Institute for Land and Infrastructure Management No. 579;
21. Nakao, A.; Yamamoto, Y.; Yoshida, N. Evaluating Integration and Collaboration of Environmental Infrastructures and Choice of Low Carbon Technology in Declining Population Society. *J. JSCE. Ser. G (Environ. Res.)* II\_475-II\_486, doi:10.2208/jscejer.71.II\_475.
22. Sung Yee YOON; Tatsuya YAMADA Life Cycle Inventory Analysis of Fossil Energies in Japan. *Energy in Japan* **2000**, *25*, 22–48.
23. How to Set the Fuel Constant Available online:  
[http://www.jari.or.jp/Portals/0/jhfc/data/report/2005/pdf/result\\_ref\\_1.pdf](http://www.jari.or.jp/Portals/0/jhfc/data/report/2005/pdf/result_ref_1.pdf)  
(accessed on 28 September 2029).
24. Land-Use Change and Forestry Activities Under the Kyoto Protocol. Available online: <https://undocs.org/FCCC/CP/2001/13/Add.1> (accessed on 28 September 2019).
25. Jain, A. Solvent Extraction and Continuous Hydrothermal Liquefaction of Native Microalgae for Biofuel Production. 70.
26. Ishida, T; Ochi, S; Otsuki, S; Tamura, T *Joint Research on Energy-Saving Technology of Oxidation Ditch Method.*; Japan Institute of Wastewater Engineering and Technology: Tokyo, Japan, 2017;
27. Wang, T.; Yabar, H.; Higano, Y. Feasibility of Combining an Algae-to-Oil System with Advanced Sewage Treatment in Japan. *Studies in Regional Science* **2012**, *42*, 527–544, doi:10.2457/srs.42.527.
28. Jimenez, C. Relationship between Physicochemical Variables and Productivity in Open Ponds for the Production of Spirulina: A Predictive Model of Algal Yield. *Aquaculture* **2003**, *221*, 331–345, doi:10.1016/S0044-8486(03)00123-6.
29. Yamazaki, K.; Saito, M.; Shukuya, M. Exergy Analysis on a Community Heating System Using Biomass Generated by Local Forest: A Case Study on

- Shimokawa Town, Hokkaido. *Journal of Environmental Engineering (Transactions of AIJ)* **2016**, *81*, 295–305, doi:10.3130/aije.81.295.
30. Nakajima, E; Kotsuka, T.; Nakano, Y.; Nakazono, S. *Study of Construction in Cost and Energy Consumption Calculation Method for Sewage Treatment System*; Japan Institute of Wastewater Engineering and Technology: Tokyo, Japan, 2016;
  31. Gohda, S. Recent Technologies of Thickening and Dehydration in Sludge Treatment.Pdf. *Journal of the Society of Powder Technology, Japan* **2010**, *38*, 177–183, doi:doi.org/10.4164/sptj.38.177.
  32. Torii S.; Okajima I.; Sako T. Treatment and Energy Recovery of Sewage Sludge by High-pressure Superheated Steam Oxidation. *J. Jpn. Inst. Energy* **2013**, *92*, 945–956, doi:10.3775/jie.92.945.
  33. Anastasakis, K.; Biller, P.; Madsen, R.; Glasius, M.; Johannsen, I. Continuous Hydrothermal Liquefaction of Biomass in a Novel Pilot Plant with Heat Recovery and Hydraulic Oscillation. *Energies* **2018**, *11*, 2695, doi:10.3390/en11102695.
  34. Algae Industry Incubation Consortium Japan *Annual Report of the Microalgae Pilot Project for Biofuel Production 2018*; Algae Biomass and Energy System R&D Center, University of Tsukuba: Tsukuba, Japan, 2018;
  35. Ankit, J Solvent Extraction and Continuous Hydrothermal Liquefaction of Native Microalgae for Biofuel Production., University of Tsukuba: Tsukuba, Japan, 2018.

## 謝辞

本論文は、筑波大学大学院 生命環境科学研究科 国際地縁技術開発科学専攻 博士後期課程在籍中の研究成果をまとめたものである。本研究の遂行にあたり、多くの方のご協力、ご助言を賜りました。ここに感謝の意を表します。

本研究を遂行するにあたり、指導教員の同専攻 野口良造准教授に深く御礼申し上げます。微細藻類という私にとっては未知の領域に誘っていただき、世界の最先端を走る研究の一端に触れられたことは、大きな喜びでした。また、常に最新の情報や有益な図書を与えていただき、思考の幅を大きく広げることができました。いつもおおらかで学生を信頼して任せていく指導方法も、私には学ぶべきところがたくさんありました。心より感謝申し上げます。

筑波大学 藻類バイオマス・エネルギーシステム開発研究センター 渡邊信特命教授には、本研究の骨子となるデータを提供していただき、またお忙しい中ご助言を賜りました。筑波大学 国際地縁技術開発科学専攻 Tofael Ahamed 准教授には、深夜の第六実験室で何日も英字論文執筆のご指導を頂きました。筑波大学 生物機能科学専攻 市川創作 教授には、微細藻類の組成や精製等に関するご指導を対面でもオンラインでも頂きました。国立研究開発法人 農業・食品産業技術総合研究機構 農業技術革新工学研究センター 元林浩太博士には本論文の副査を引き受けていただき、農業工学の観点からご助言いただきました。ここに深く感謝の意を表します。

研究室の Agusta 博士には、LCA や微細藻類に関して指導していただくと同時に資料を多数提供して頂きました。ここに感謝の意を表します。Supriyanto 博士には学術論文の検索方法や研究テーマの決定に際しご助言いただきました。また、一緒に研究活動に取り組んだ同研究室の皆様方に深くお礼申し上げます。最後に、無給の休職での博士課程進学を許してくれた妻と、時には幼稚園を早退して大学へ通い、英語のミーティングやディスカッションに参加してくれた娘に深謝いたします。

## 付録

付録 A 南相馬の実証実験より採用した藻類シナリオのデータセット

Table A-1 Fixed parameters for LCA calculation.

表 A-1. LCA 計算のための固定値

Parameter	Input	Unit
0. Construction of raceway pond		
Working days	330	day/year
Pipe A	721	JPY/m
Pipe A depreciation	3	year
Pipe B (HTL)	721	JPY/m
Pipe B depreciation	2	year
Pump depreciation	3	year
Paddlewheel price	50,000	JPY/item
Paddlewheel depreciation	5	year
Biomass conveyor price	10,000	JPY
Biomass conveyor depreciation	2	year
Working hours, A (System)	24	h/d
Working hours, B (Equipment)	18	h/d
Working hours, C (Pump)	10	h/d
1. ORP sub-unit		
Average operating energy of WWTP	0.065	L eq-oil/m <sup>3</sup>
Scale merit of concrete (Based on 0.1 ha)	0.7	-
Concrete (ORP) depreciation	30	year
WWTP average construction cost	730,000	JPY/m <sup>3</sup>
WWTP depreciation	20	year
Transformation to industrial area-depreciation	100	year
2. Flocculant sub-unit		
Flocculant tank depreciation	20	year
Polytec solution price	34.1	JPY/kg
Polymer coagulant price	34.1	JPY/kg

Table A-1 Cont.

表 A-1. 続き

Parameter	Input	Unit
3. Drum filtration sub-unit		
Drum filtration depreciation	10	year
Drum filtration scale merit	1	-
Biomass conveyor scale merit	1	-
4. HTL sub-unit		
HTL heater in Minamisoma (2.2, 2, 2.5 x 2, 0.5 x 2)	10.2	kW
Working time of HTL heater in Minamisoma	3.9	h/d
	4	JPY/unit
HTL equipment price	million	
HTL capacity	21.6	kg/d/unit
HTL /depreciation	10	year
5. General information		
CO <sub>2</sub> credit	1.845	JPY/kg-CO <sub>2</sub>
Electricity	27	JPY/kWh
1kWh	3.6	MJ/kWh
Power generation efficiency	40	%
The CO <sub>2</sub> emission factor of B and C heavy oils	3	kg-CO <sub>2</sub> /L-heavy oil
1 Barrel (Throughput oil)	140	kg
1 Btu (British thermal unit)	1,054	MJ
Labor costs	500	JPY/year
	million	
Acetic acid price	55	JPY/kg
Acetic acid using ratio	0.3	g/L
Freshwater	213	JPY/m <sup>3</sup>
Volume of concrete for pond	415.5	m <sup>3</sup> /1,000 m <sup>2</sup>
Exchange late	109	JPY/USD
Exchange late	126.44	JPY/EUR



Table A-2 Function list of “electricity” for dependent parameters.

表 A-2 各工程の電気使用量に関する関数一覧

No.	Parameters $f(x)$	unit	Equation $f(x) = ax + b$	$x$	unit	$a$	$b$	$R^2$
e1	Pump	kW	$f(x) = 0.0029x + 0.2725$	Capacity	L/min	0.0029	0.2725	1.00
e2	Flocculant machine	kW	$f(x) = 0.5972x + 0.5611$	Capacity	m <sup>3</sup> /h	0.5972	0.5611	0.89
e3	Drum filter machine	kW	$f(x) = 0.0202x + 1.4161$	Capacity	m <sup>3</sup> /h	0.0202	1.4161	0.94
e4	Paddle wheel	kW	$f(x) = 2.75x$	Depth	m	2.75	-	1.00

Table A-3 Function list of “number of items and workers” for dependent parameters.

表 A-3 各工程の必要台数および従業員数に関する関数一覧

No.	Parameters $f(x)$	Original	Equation $f(x) = ax, f(x) = a \times \text{Ln}(x) + b$	$x$	unit	$a$	$b$
n1	Pump	2+1+1	Capacity change	-	item	-	-
n2	Flocculant machine	1	Capacity change	-	item	-	-
n3	Drum filter machine	1	Capacity change	-	unit	-	-
n4	Paddlewheel	1	$f(x) = \text{Roundup}(x/1000)$	Pond area	m <sup>2</sup>	1000	-
n5	HTL unit (20 mL/min)	1	$f(x) = \text{Roundup}(x/21.6)$	Biomass MA (20%)	kg/d	21.6	-
w1	Worker	2	$f(x) = \text{Round}(0.7135 \times \text{Ln}(x/10000) + 3.5714, 0)$	Pond area	m <sup>2</sup>	0.713	3.57

Table A-4 Input and output data used in the simulation process using SimaPro®

(Per 1 kg-Biocrude-wet from 8.8 m<sup>3</sup>-w.w.).

表 A-4 LCA 計算に使用したデータ

1 Cultivation	Input Item	Unit	Quantity		kg-CO <sub>2</sub> eq
			Operate	Total	Operate
Output	Biomass MA (0.034%)	kg	8834.70	8834.70	
Direct material	Acetic acid	kg	2.65	2.65	4.35
	Carbon dioxide, in the exhaust gas	kg	4.52	4.52	
Direct energy	Electricity (Paddle)	MJ	6.30	6.30	0.98
	“ (Pump)	MJ	6.54	6.54	1.02
Building & Equipment	Concrete	m <sup>3</sup>		0.00185	
	WWTP	unit		0.0000268	
	Paddlewheel	item		0.000107	
	Pump	item		0.000357	
	Pipe	m		0.00357	
Land occupation	Transformation to industrial area	m <sup>2</sup>		0.00535	
Emission	Carbon dioxide (Emission: 55%)	kg	5.52	5.52	5.52
			Total CO <sub>2</sub>		11.9
2 Sedimentation					
Output	Biomass MA (1.156%)	kg	254.46	254.46	
Input	Biomass MA (0.034%)	kg	8834.70	8834.70	
Direct material	Polytec solution	kg	2.21	2.21	6.30
	Polymer coagulant	kg	0.0309	0.0309	0.08
/Direct energy	Electricity (Flocculation)	MJ	1.41	1.41	0.22
Equipment	Flocculation tank	unit		0.0000268	
	Pump	item		0.000178	
Sludge		kg	8580.24	8580.24	
			Total CO <sub>2</sub>		6.6
3 Filtration					
Output	Biomass MA (20%)	kg	12.50	12.50	
Input	Biomass MA (1.156%)	kg	254.46	254.46	
Direct energy	Electricity (Drum filtration)	MJ	4.55	4.55	0.71
Equipment	Drum filtration	item		0.0000143	
	Biomass conveyor	m		0.000268	
Sludge		kg	241.95	241.95	
			Total CO <sub>2</sub>		0.7
4 Extraction (HTL)					
Output	Biocrude-wet	kg	1	1	
Input	Biomass MA (20%)	kg	12.50	12.50	
Direct energy	Electricity (HTL)	MJ	(75.86)	(75.86)	(11.8)
Equipment	HTL equipment	item		0.000175	
	Pipe	m		0.00401	
	Pump	item		0.000178	
			Total CO <sub>2</sub>		0

付録 B 藻類シナリオの文献から収集したデータセット。

Table A-5 Microalgae biomass stoichiometry at ORP process [34]

表 A-5 培養工程における微細藻類培養時の分子式

	$\text{CO}_2 + 0.148 \text{HNO}_3 + 0.014 \text{H}_2\text{SO}_4 + 0.012 \text{H}_3\text{PO}_4 + 0.751 \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_{1.715}\text{O}_{0.427}\text{N}_{0.148}\text{S}_{0.014}\text{P}_{0.012} + 1.437 \text{O}_2$						
Mass (g)	22,507	4,769	702	601	6919	12,000	23,515
Ratio	1.88	0.40	0.06	0.05	0.58	1.00	1.96

Table A-6 Microalgae biomass stoichiometry at HTL process [35]

表 A-6 HTL 工程における微細藻類の分子式

	$1000 \text{C}_{3.81}\text{H}_{6.83}\text{N}_{0.57}\text{O}_{1.51} \rightarrow 754 \text{C}_{4.58}\text{H}_{8.05}\text{N}_{0.42}\text{O}_{1.05} + 359 \text{CO}_2 + 253 \text{NH}_3 + \text{H}_2\text{O}$				
Mass (g)	84,788	64,697	15,800	4,310	18
Ratio	1.00	0.76	0.186	0.051	0.00021

付録 C 経済性の検討に関連する資料

排気 CO<sub>2</sub> ガスを得るための栗野 WWTP の周辺環境と近接性（図 A-1）。

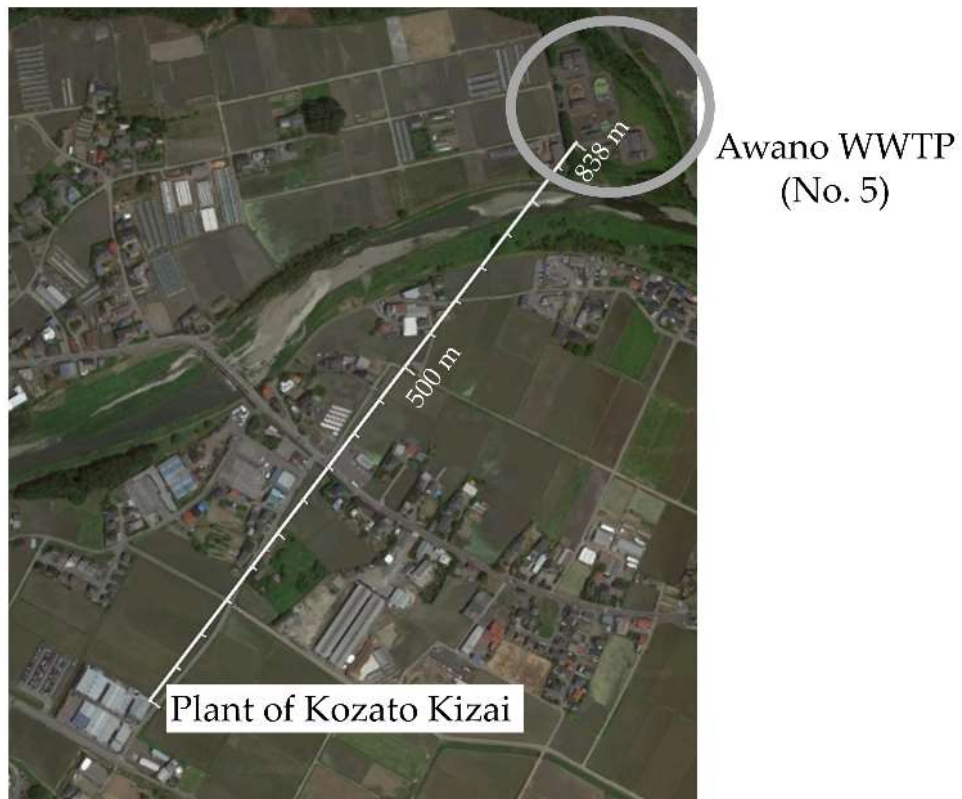


Fig. A-1 Proximity of the Awano WWTP and the Kozato Kizai Co., Ltd plant  
(Map: Made from Google Maps)

図 A-1 栗野排水処理場と古里機材株式会社との位置関係  
(地図：グーグルマップより)

1 m<sup>3</sup>-w.w.の廃水処理あたりの運転コスト（図 3-7）の詳細，基準とした処理量規模は 81.6 m<sup>3</sup>-w.w./d.である。

Table A-7 Operating costs for the existing OD method and microalgae scenario

表 A-7 既存 OD 法排水処理施設と微細藻類燃料生産システム A・B の運転費用

	Operating Cost (\$/m <sup>3</sup> -w.w.)			Remarks
	Existing	Algal A	Algal B	
Use of exhaust CO <sub>2</sub> gas as free	-	✓	✓	
Use of discharged heat	-	✓	-	
<b>Water-treat Cultivation</b>				
Electricity costs	0.26	0.16	0.16	[18], C <sub>HA</sub>
Maintenance inspection cost	0.05	0.05	0.05	Same, [18]
labor cost	0.22	0.22	0.22	Same, [18]
<b>Primary Concentration (Gravity Concentration)</b>				
Electricity & chemical costs	-	0.25	0.25	C <sub>SE</sub>
Maintenance inspection cost	0.02	0.02	0.02	Same, [18]
<b>Secondary Concentration (Centrifugal Dehydration)</b>				
Electricity costs	0.004	0.03	0.03	[18], C <sub>DR</sub>
Maintenance inspection cost	0.06	0.06	0.06	Same, [18]
Chemical cost (polymer flocculant*)	0.02	-	-	[18], Algal included in C <sub>SE</sub>
labor cost	0.12	0.12	0.12	Same, [18]
<b>Deodorizing Equipment</b>				
Electricity costs	0.01	0.01	0.01	Same, [18]
Maintenance inspection cost	0.03	0.03	0.03	Same, [18]
Activated carbon cost	0.37	0.37	0.37	Same, [18]
Dehydrated sludge disposal cost	0.18	-	-	P <sub>DS</sub> × DS
Sales income of biocrude	-	-0.04	-0.04	-P <sub>BC</sub> × BC
HTL cost (heat recovery 86%)	-	-	0.07	C <sub>HTL</sub> × 14%
Total	1.34	1.29	1.36	

\* Costs of /disinfection chlorine are not included in any of the scenarios.

Table A-8 The results and breakdown of the calculation of each formula in economic evaluation (corresponding to Table 3-4)

表 A-8 経済性評価における主な計算式の試算結果と内訳 (表 3-4 に対応)

Main Formula	No.
$C = C_{CHA} + C_{SE} + C_{DR} + C_{HTL} - P_{BC} \times BC$	(3-1)
$3,678 = 1,457.7 + 2,254.7 + 289.6 + 0 - 35.04 \times 9.24$	
$C_{CHA} = EC_{CHA} \times P_{EC} + (AA \times P_{AA} + CO_{2HA} \times 80\% \times P_{CO_2'}) \times MA_{HA}$	(3-6)
$1,458 = 33.14 \times 26 + (0.15 \times 55 + 0.639 \times 80\% \times -1.85) \times 81.6$	
$C_{SE} = EC_{SE} \times P_{EC} + PC_{CHA} \times P_{PC} \times MA_{HA} + (PC_{PU} \times P_{PC} + PS \times P_{PS}) \times MA_{HA} \times 97.12\%$	(3-8)
$2,255 = 62.2 \times 26 + 0.003 \times 500 \times 81.6 + (0.0005 \times 500 + 0.25 \times 25) \times 81.6 \times 97.12\%$	
$C_{DR} = EC_{DR} \times P_{EC}$	(3-10)
$290 = 11.14 \times 26$	
$C_{HTL} = EC_{HTL} \times P_{EC}$	(3-12)
$4,594 = 176.7 \times 26$	