

1. 実証研究結果

1.1. 実証規模

実証規模は表 資-1-1 のとおりである。

表 資-1-1 実証規模

適応技術	CO ₂ 分離・回収技術	微細藻類培養技術	汚泥可溶化技術
原理	PSA 法	光独立栄養培養	汚泥の物理的破砕
スペック	供給バイオガス量:800Nm ³ /d CO ₂ 回収量:440 kg/d	1m ³ /2week×9槽 (9m ³)	供給汚泥 4m ³ /h×2台(交互運転)

1.2. 目標

本実証実験では、各技術の目標を表 資-1-2 のとおりに設定し、実証データの収集を行う。

表 資-1-2 評価項目、評価指標及び目標値

技術名	評価項目	評価指標	目標値
CO ₂ 分離・回収技術	CH ₄ の分離効果	製品 CH ₄ ガス濃度及び回収率	CH ₄ 濃度90%以上 回収率90%程度
	CO ₂ の分離効果	製品 CO ₂ ガス濃度及び回収率	CO ₂ 濃度99%以上 回収率70%程度
	分離・回収性能の安定性	連続運転時の上記項目	連続運転時に安定性があること
微細藻類培養技術	脱水分離液の有効性	微細藻類の生産速度、生産量 T-N、T-P の削減率 培地コスト	生産量:1g/L/14日 T-N:10%程度 T-P:30%程度 培地コスト要素(薬品費)削減
	CCU 分離・回収 CO ₂ の有効性	微細藻類の生産速度、生産量 CO ₂ の活用効率	生産量:1g/L/14日 市販 CO ₂ と同様の有効性があること
	プロダクトの品質評価	乾燥藻体中の重金属、 生菌数	—
汚泥可溶化技術	ガス発生量の増収効果	消化ガス増加率	現地:10~20%
	汚泥減量効果	VS分解率	消化ガス増加率と同等
	消化汚泥性状	脱水性、脱水分離液性状	既設性状同等(±10%)

1.3. 計画・工程

1.3.1. 実証期間

平成 27 年 8 月 7 日～平成 28 年 3 月 31 日（平成 27 年度委託研究期間）

平成 28 年 8 月 5 日～平成 29 年 3 月 31 日（平成 28 年度委託研究期間）

1.3.2. 工程表

実証試験における全体の工程は表 資- 1-3 のとおりである。

表 資- 1-3 実証工程

区分		8月	9月	10月	11月	12月	1月	2月	3月
CO ₂ 分離・回収技術	設計・製造								
	現地工事・試験調整								
	実証試験								
微細藻類培養技術	設計・製造								
	現地工事・試験調整								
	実証試験								
汚泥可溶化技術	設計・製造								
	現地工事・試験調整								
	実証試験								
報告書取りまとめ									
検討会・委員会				第1回A検討会▽		第2回A検討会▽ 現地説明会▽	第3回A検討会▽	評価委員会▽	

区分		4月	5月	6月	7月	8月	9月	10月	11月	12月	1月	2月	3月
CO ₂ 分離・回収技術	実証試験	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	
	試験データ整理												
	報告書作成												
微細藻類培養技術	実証試験	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	
	試験データ整理												
	報告書作成												
汚泥可溶化技術	実証試験				■	■	■			■	■	■	
	試験データ整理												
	報告書作成												
報告書とりまとめ・ガイドライン作成													
検討会・委員会							第1回A検討会▽ 現地説明会▽		第2回A検討会▽	第3回A検討会▽	評価委員会▽		

1.4. 実証方法

1.4.1. 実証場所

実証場所である佐賀市下水浄化センターは昭和 53 年に運転を開始し、処理方式として標準活性汚泥法(4 池)及び担体投入標準活性汚泥法(3 池)を採用しており、計画汚水処理能力は 81,500m³/日。敷地面積は 90,221m²である。図 資- 1-1 に示すように、本浄化センター敷地内の一角に CCU 設備及び微細藻類培養設備、既設機械濃縮棟に汚泥可溶化設備を配置した。

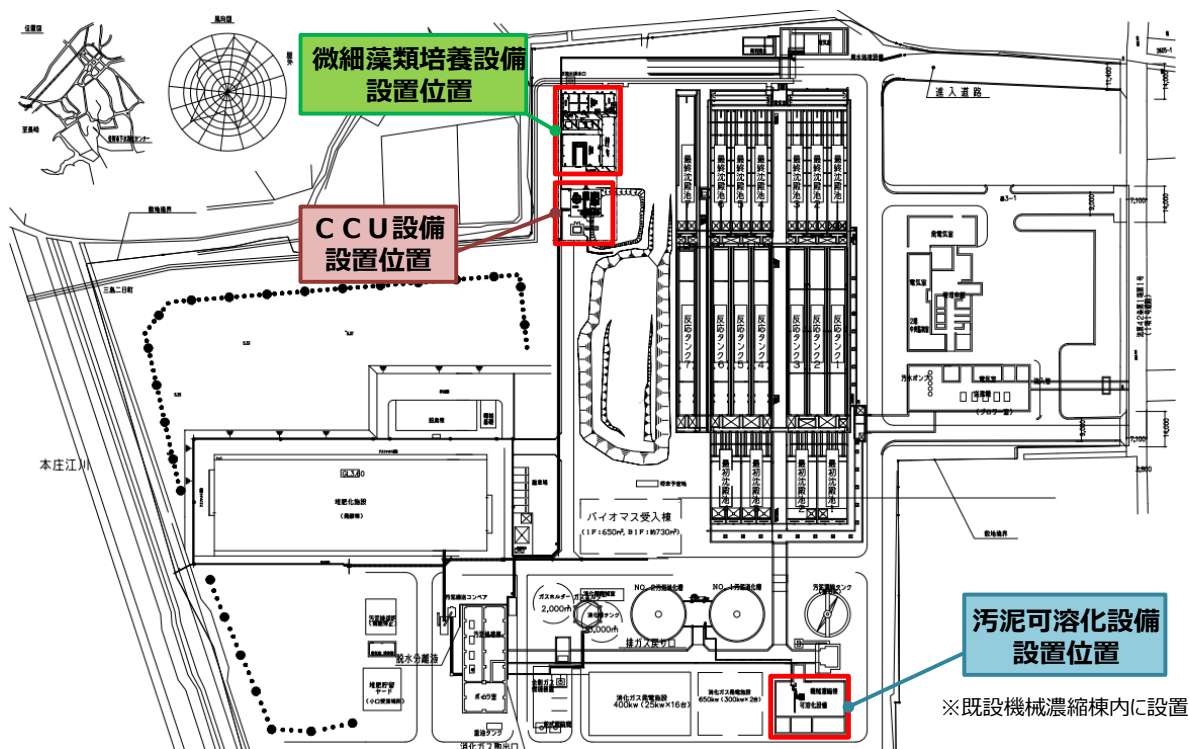


図 資- 1-1 実証フィールド

表 資- 1-4 佐賀市下水浄化センターの概要

全体計画区域面積	3,907ha
全体計画処理人口	186,000 人
認可処理計画人口	186,000 人
処理能力	81,500m ³ /日
処理方式	標準活性汚泥法・担体投入活性汚泥法
処理水量(日平均放流量)※	47,047m ³ /日
脱水ケーキ発生量※	21.6t/日
消化ガス発生量※	6,139m ³ /日

※H27 年度実績平均

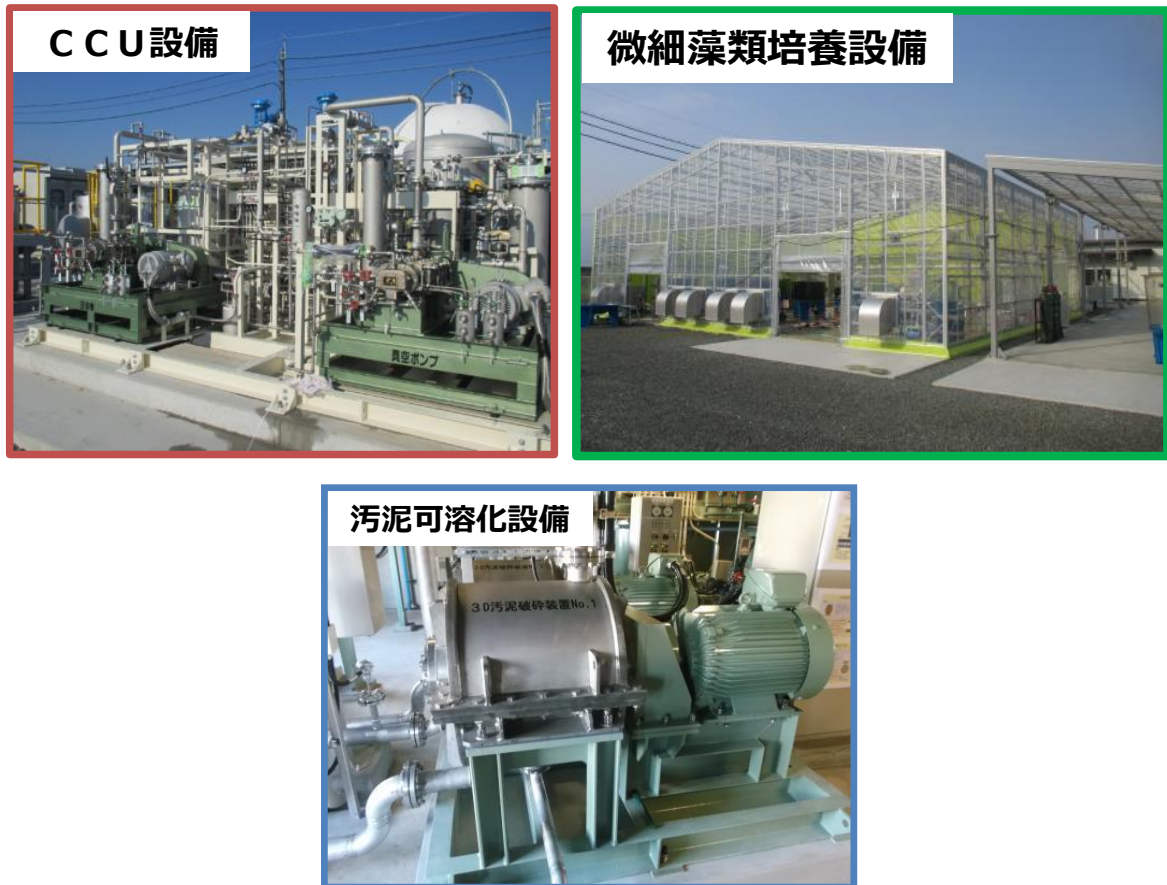


図 資- 1-2 実証設備

1.4.2. 実証施設（概略フロー）

実証施設の概略フローを図 資- 1-3 に示す。

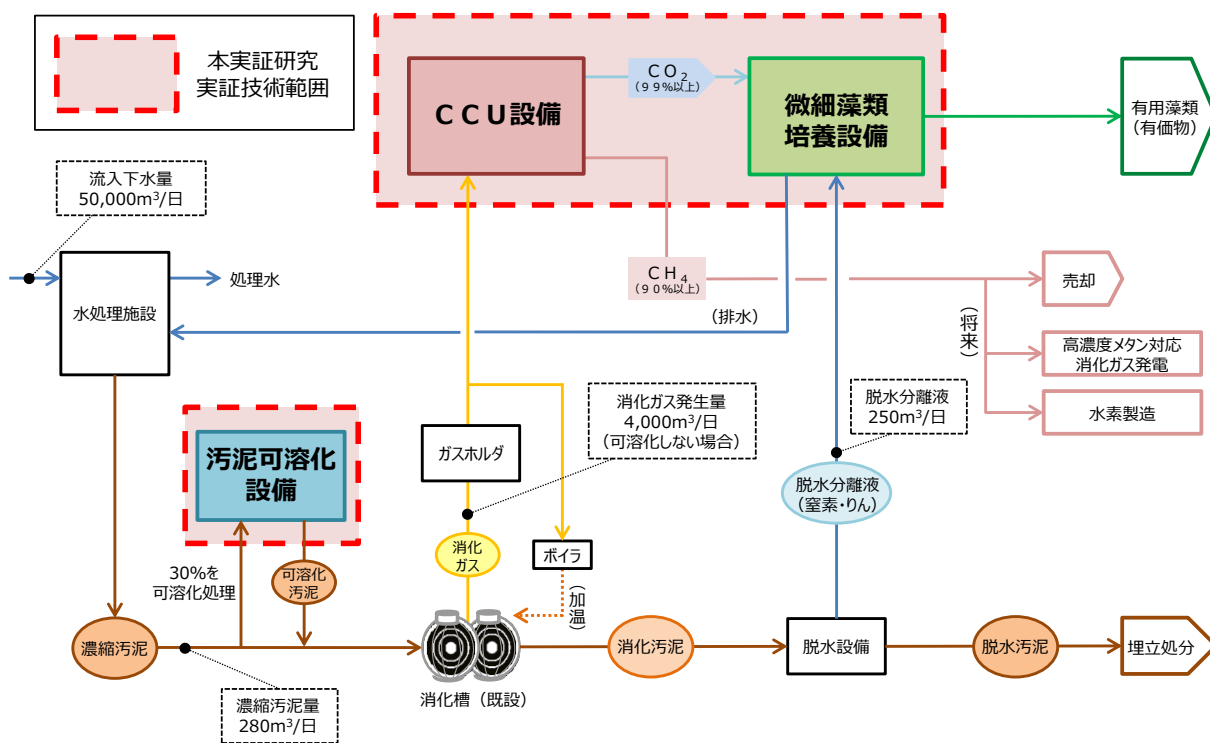


図 資-1-3 概略フロー

1.4.3. 実証体制

本実証研究は(株)東芝、(株)ユウグレナ、日環特殊(株)、(株)日水コン、日本下水道事業団、佐賀市の6者による共同研究体にて実施した。各役割を図 資-1-4 に示す。

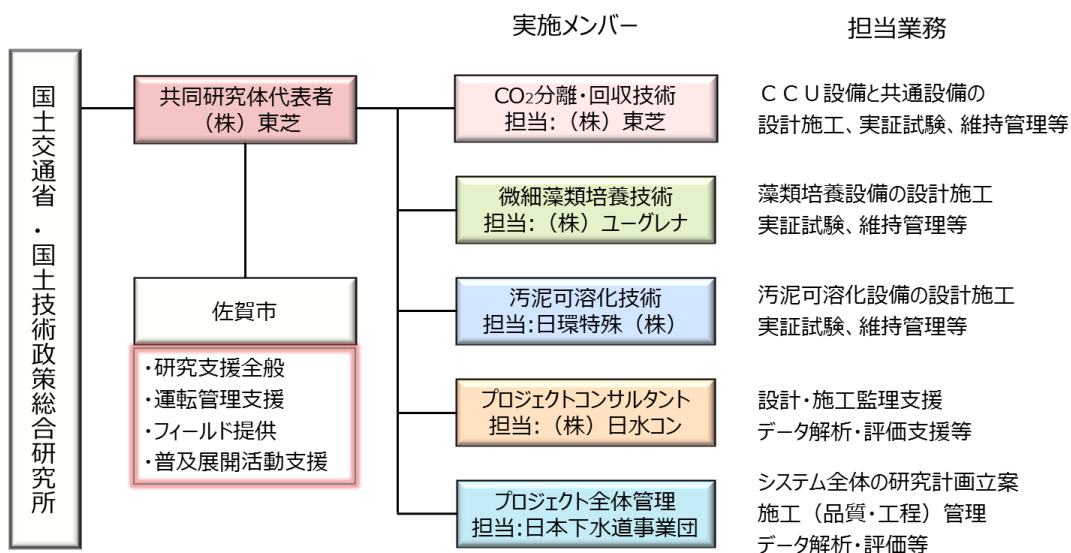


図 資-1-4 実証体制

1.5. 実証結果

1.5.1. CO₂分離・回収技術

(1) 平成 27 年度実証試験の概要

① 試験工程

CCU 設備の実証試験は平成 28 年 2 月 5 日～10 日の期間で試験調整を行い、最適運転条件を設定した。また、2 月 16 日～3 月 1 日及び 3 月 4 日～18 日の期間で微細藻類培養設備への CO₂ 供給を実施した。実証試験の工程を図 資- 1-5 に示す。

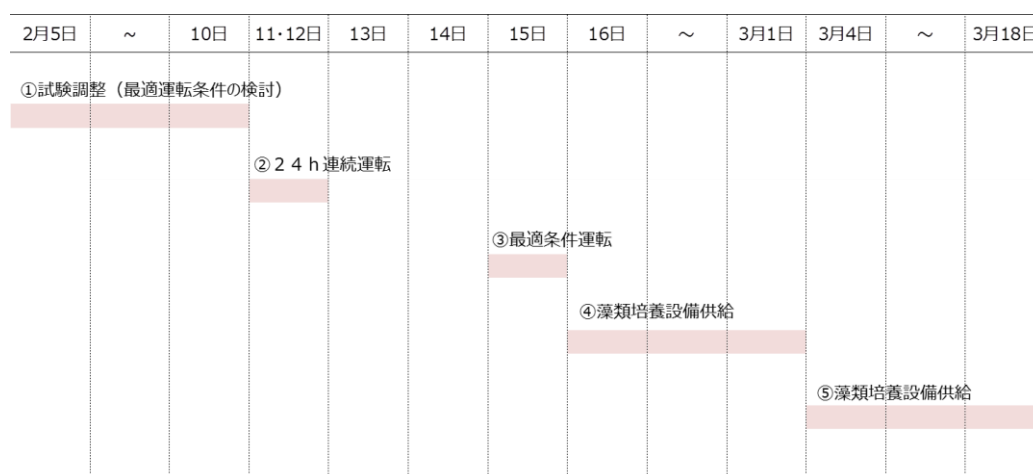


図 資- 1-5 平成 27 年度実証試験スケジュール

② 試験条件調整

最適条件を設定するため、製品 CO₂ ガス及び CH₄ ガスの品質（濃度、回収率）に影響する以下の 3 つのパラメータを中心に調整を実施した。

- ◇吸着圧力
- ◇CO₂ パージ時間
- ◇CO₂ パージ流量

1) 吸着圧力

吸着圧力の変化が製品ガス品質に与える影響を確認するため、吸着圧力を 140、170、200kPaG に調整し、製品 CO₂ 濃度及び CH₄ 濃度を確認した。図 資- 1-6 に吸着圧力を変化させた場合の結果を示す。

吸着圧力を上昇させることで製品 CH₄ 濃度が上昇する傾向が確認された。また、CO₂ 濃度は 99%以上を維持し横ばいであった。よって吸着圧力を 200kPaG と設定した。

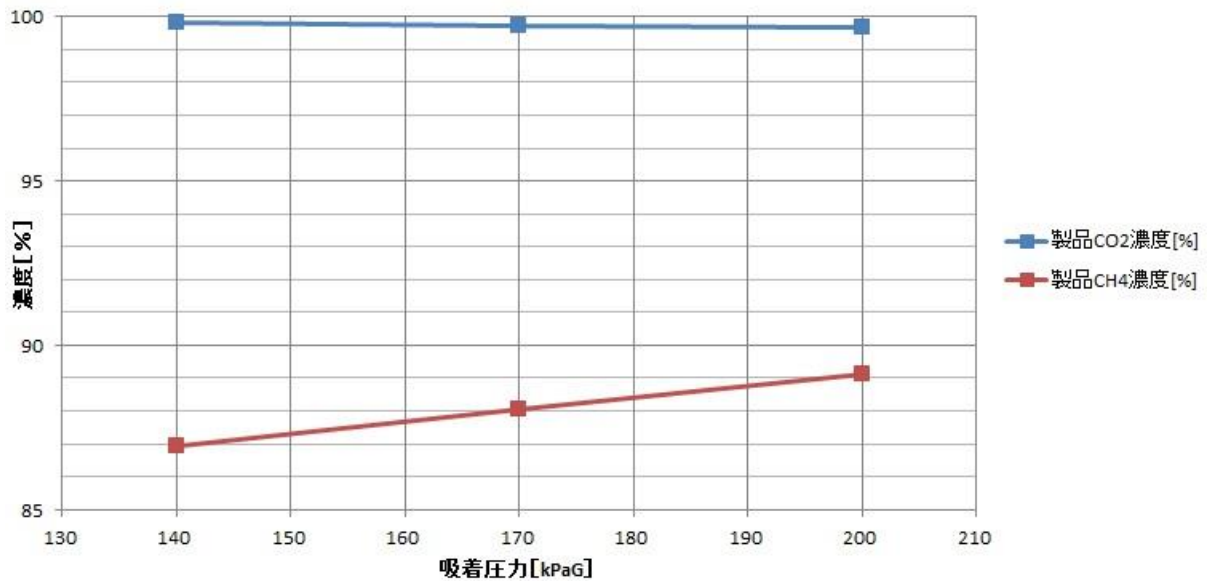
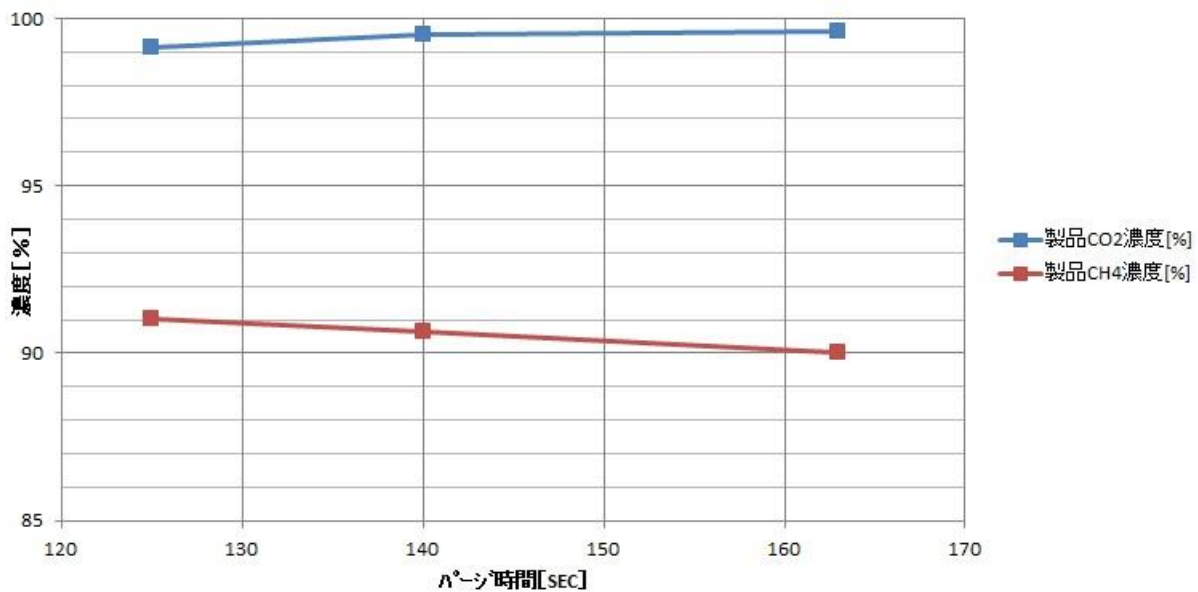


図 資- 1-6 吸着圧力調整結果

2) CO₂ パージ時間

CO₂ パージ時間の変化が製品ガス品質に与える影響を確認するため、CO₂ パージ時間を 125、140、163sec に調整し、製品 CO₂ 濃度及び CH₄ 濃度を確認した。図 資- 1-7 に CO₂ パージ時間を変化させた場合の結果を示す。

CO₂ パージ時間を短くすることで、製品 CH₄ 濃度の上昇が確認された。しかし、CO₂ パージ時間 125sec では製品 CO₂ 濃度の低下が確認されたため、CO₂ パージ時間を 140sec と設定した。

図 資- 1-7 CO₂ パージ時間調整結果

3) CO₂ パージ流量

CO₂ パージ流量の変化が製品ガス品質に与える影響を確認するため、CO₂ パージ流量を 3.5～5.1Nm³/h 程度に調整し、製品 CO₂ 濃度及び CH₄ 濃度を確認した。図 資-1-8 に CO₂ パージ流量を変化させた場合の結果を示す。

CO₂ パージ流量を増加させることで、製品 CO₂ 濃度の上昇が確認された。パージ流量が 4.5Nm³/h 以上では製品ガス濃度に大きな変化が確認できなかったため、パージ流量は 4.5Nm³/h と設定した。

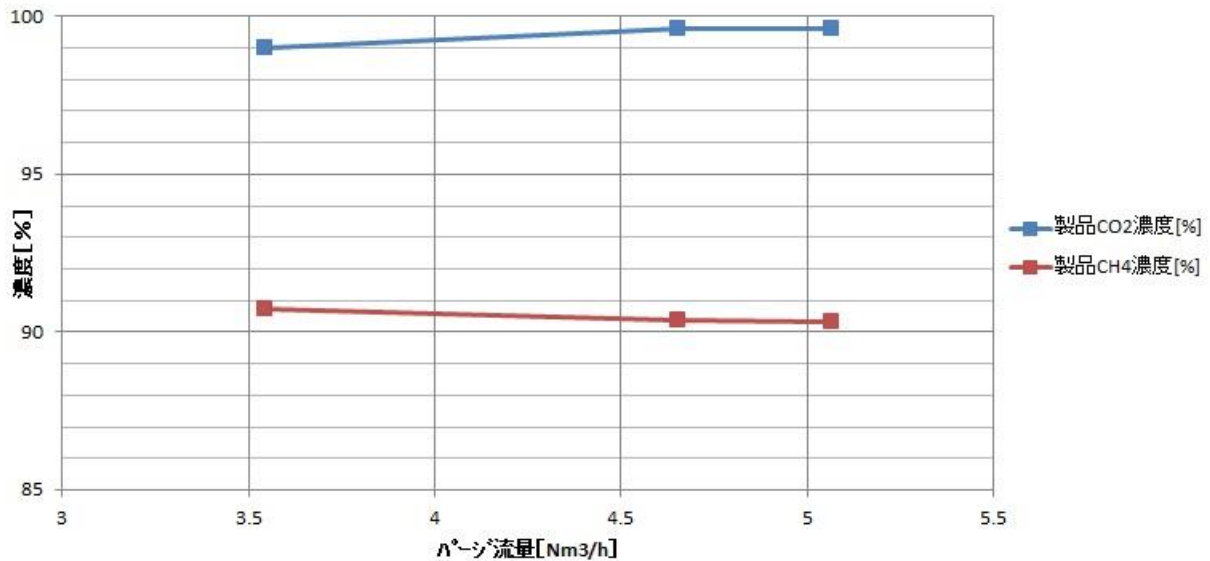


図 資-1-8 CO₂ パージ流量調整結果

試験調整の結果、下記条件を最適条件と設定し運転を実施した。平成 27 年度実証試験運転条件を表 資-1-5 に示す。

表 資-1-5 平成 27 年度実証試験 CCU 設備運転条件

項目	条件
切替時間	172 sec
CO ₂ パージ時間	140 sec
CO ₂ パージ流量	4.5 Nm ³ /h
吸着圧力	200 kPaG
回収圧力	-80 kPaG

③ 実証成果

2月16日～3月1日の試験結果を表 資-1-6 に示す。

CCU 設備を用いた CO₂ 分離・回収技術について、試験期間における分離・回収特性を把握し、目標値を達成、実証技術の有効性を確認する事が出来た。

表 資-1-6 平成 27 年度実証試験成果

評価項目		目標値	試験結果	
CH ₄ の分離効果	製品 CH ₄ ガス濃度	90%以上	90.6%	(90.3% ～ 91.0%)
	CH ₄ 回収率	90%程度	90.5%	(88.4% ～ 94.1%)
CO ₂ の分離効果	製品 CO ₂ ガス濃度	99%以上	99.4%	(99.1% ～ 99.6%)
	CO ₂ 回収率	70%程度	76.2%	(73.8% ～ 79.9%)
分離・回収性能の安定性		安定性※があること	試験期間中の安定稼働を確認	

※安定性とは、入口消化ガス組成が変動した場合でも目標値を達成すること。

注) 表中の () 無しの数値は評価期間の平均値、() 内の数値は評価期間の最小値、最大値を表す。

④ 課題

平成 27 年度実証試験では評価項目すべてを達成したが、以下の項目の検討が必要である。

◇長期(連続)運転での安定稼働の確認

◇季節変動による分離・回収性能への影響確認

(2) 平成 28 年度実証試験成果

① 試験工程

平成 28 年度実証試験は平成 28 年 4 月から平成 29 年 1 月にかけて、約 2 週間/月の 24 時間連続運転試験を実施し、微細藻類培養設備へ CO₂ の供給を行った。試験スケジュールを図 資-1-9 に示す。

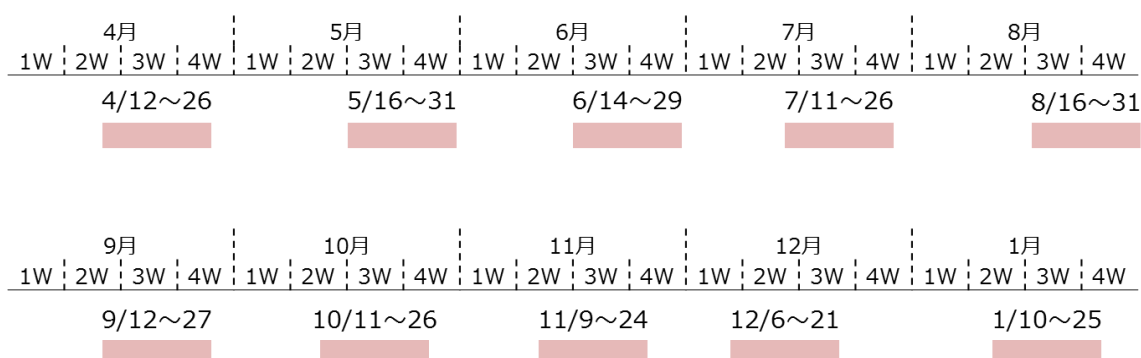


図 資-1-9 平成 28 年度実証試験スケジュール

② 試験条件

平成 28 年度実証試験運転条件を以下の表に示す。平成 27 年度実証試験と同一条件で試験を実施しているが、CO₂ パージ流量は実績値のため 0.5Nm³/h 程度の幅が生じている。

表 資- 1-7 平成 28 年度実証試験運転条件

項目	条件
切替時間	172 sec
CO ₂ パージ時間	140 sec
CO ₂ パージ流量	5.0~5.5 Nm ³ /h
吸着圧力	200 kPaG
回収圧力	-80 kPaG

③ 実証成果

平成 28 年度実証試験成果を表 資- 1-8 に示す。評価項目及び評価指標、目標値は平成 27 年度と同一とした。試験結果は平成 28 年 4 月から平成 29 年 1 月の平均値を評価対象とした。

表 資- 1-8 平成 28 年度実証試験成果

評価項目		目標値	試験結果	
CH ₄ の分離効果	製品 CH ₄ ガス濃度	90%以上	91.8%	(90.5% ~ 92.8%)
	CH ₄ 回収率	90%程度	92.7%	(89.8% ~ 98.2%)
CO ₂ の分離効果	製品 CO ₂ ガス濃度	99%以上	99.5%	(99.3% ~ 99.7%)
	CO ₂ 回収率	70%程度	76.5%	(70.6% ~ 81.3%)
分離・回収性能の安定性		長期（連続）運転での安定性※があること	試験期間の安定稼働を確認	
		季節変動に対する安定性※があること	季節変動に対する通年での安定性を確認	

※安定性とは、入口消化ガス組成が変動した場合でも目標値を達成すること。

注) 表中の () 無しの数値は評価期間の平均値、() 内の数値は評価期間の最小値、最大値を表す。

1) CH₄ 分離効果

CCU 設備の CH₄ 分離効果の評価項目として、平成 27 年度実証試験同様、「製品 CH₄ ガス濃度」「CH₄ 回収率」を設定した。「製品 CH₄ ガス濃度」及び「CH₄ 回収率」の算出方法を以下に示す。

$$\diamond \text{製品 CH}_4 \text{ ガス濃度} = 100\% - \text{製品 CH}_4 \text{ ガス中 CO}_2 \text{ 濃度}$$

$$\diamond \text{CH}_4 \text{ 回収率} = (\text{製品 CH}_4 \text{ ガス流量} \times \text{製品 CH}_4 \text{ ガス濃度}) \div (\text{消化ガス流量} \times \text{消化ガス中 CH}_4 \text{ 濃度}) \times 100\%$$

図 資- 1-10 及び図 資- 1-11 に実証期間中の製品 CH₄ ガス濃度及び CH₄ 回収率の結果(月平均)を示す。

製品 CH₄ ガス濃度及び CH₄ 回収率が安定して目標値を達成することを確認した。



図 資- 1-10 製品 CH₄ ガス濃度(月平均)



図 資- 1-11 CH₄ 回収率(月平均)

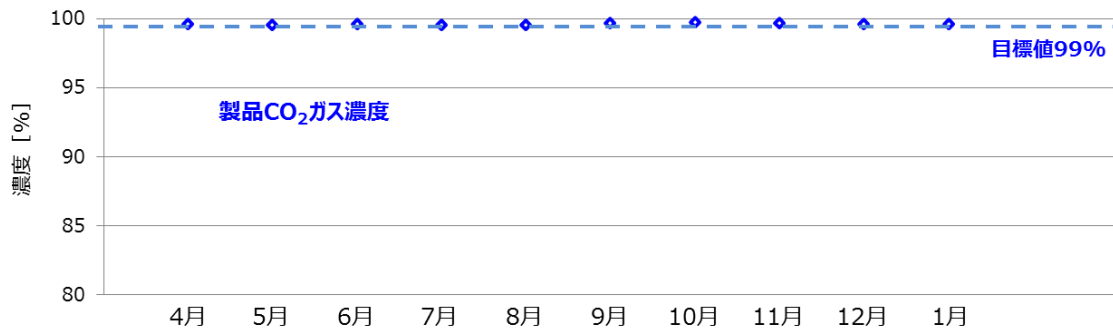
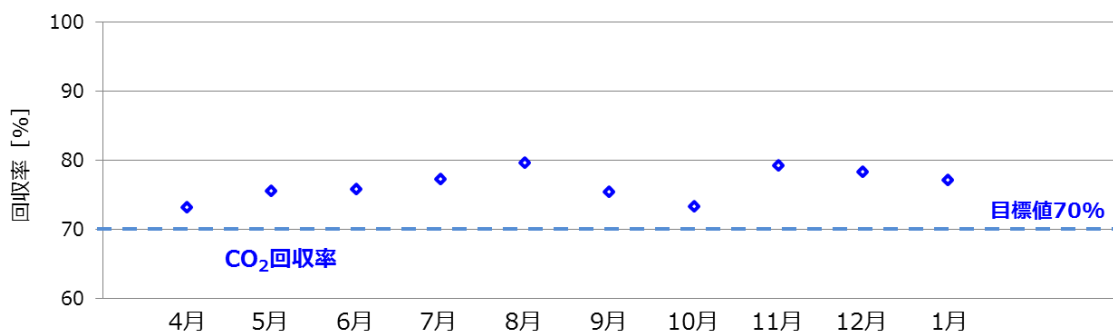
2) CO₂ 分離効果

CCU 設備の CO₂ 分離効果の評価項目として、平成 27 年度実証試験同様、「製品 CO₂ ガス濃度」「CO₂ 回収率」を設定した。「製品 CO₂ ガス濃度」及び「CO₂ 回収率」の算出方法を以下に示す。

$$\begin{aligned} \diamond \text{製品 CO}_2 \text{ ガス濃度} &= 100\% - \text{製品 CO}_2 \text{ ガス中 CH}_4 \text{ 濃度} \\ \diamond \text{CO}_2 \text{ 回収率} &= (\text{製品 CO}_2 \text{ ガス流量} \times \text{製品 CO}_2 \text{ ガス濃度}) \\ &\quad \div (\text{消化ガス流量} \times (100\% - \text{消化ガス中 CH}_4 \text{ 濃度})) \times 100\% \end{aligned}$$

図 資- 1-12 及び図 資- 1-13 に実証期間中の製品 CO₂ ガス濃度及び CO₂ 回収率の結果(月平均)を示す。

製品 CO₂ ガス濃度及び CO₂ 回収率が安定して目標値を達成することを確認した。

図 資- 1-12 製品 CO₂ ガス濃度(月平均)図 資- 1-13 CO₂回収率(月平均)

3) サンプル分析による製品ガス濃度測定

製品 CH₄ ガス濃度は、製品 CH₄ ガス中の CO₂ 濃度を連続式 CO₂ 濃度計で測定し、100%からの差分を製品 CH₄ ガス濃度としている。また、製品 CO₂ ガス濃度は、製品 CO₂ ガス中の CH₄ 濃度を連続式 CH₄ 濃度計で測定し、100%からの差分を製品 CO₂ ガス濃度としている。製品ガス濃度算出方法の信頼性を確認する為、サンプリング分析により製品ガス濃度を直接測定し、サンプリング測定値及び濃度計測定値から算出した濃度がどちらも目標値を達成することを確認した。

サンプリング分析は夏季 2 回（平成 28 年 9 月 20,26 日）、冬季 2 回（平成 29 年 1 月 12,23 日）の計 4 回実施した。表 資- 1-9 にサンプリング分析結果及び濃度計測定値からの算出値を示す。

製品 CH₄ ガス及び製品 CO₂ ガスのサンプリング分析結果及び濃度計測定値からの算出値はほぼ一致しており、製品ガス濃度算出方法の信頼性が確認された。

表 資- 1-9 製品ガスサンプリング分析及び濃度計測定値からの算出値

項目		単位	H28.9.20	H28.9.26	H29.1.12	H29.1.23
製品 CH ₄ ガス (CH ₄ 濃度)	サンプリング測定値※	vol%	92.6	92.6	91.6	91.4
	濃度計算出値	vol%	92.3	92.4	91.2	90.9
製品 CO ₂ ガス (CO ₂ 濃度)	サンプリング測定値※	vol%	99.1	99.1	99.3	99.4
	濃度計算出値	vol%	99.6	99.5	99.6	99.6

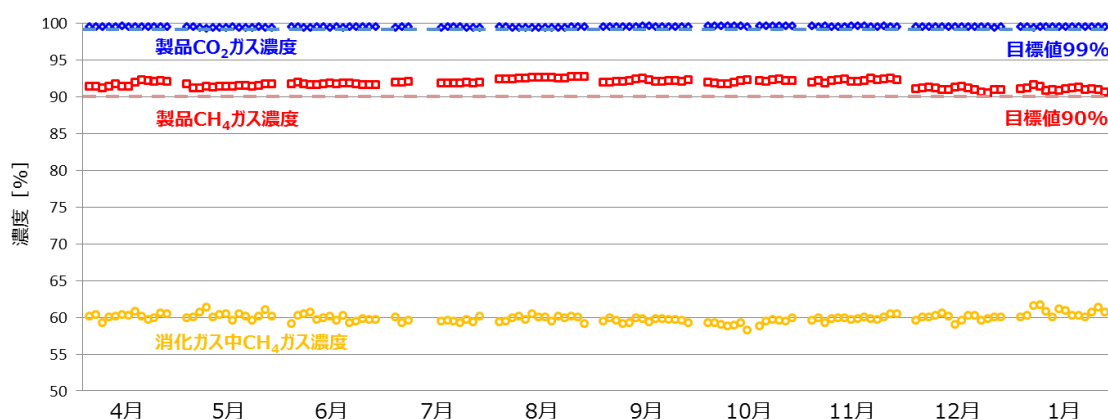
※水分補正後の値を記載

4) 分離・回収性能の安定性

下水処理場の汚泥消化工程で発生する消化ガスは、組成・量に季節変動があることが知られている。一年を通じて安定した CO₂ 分離回収を行うためには、入口濃度が変動した場合でも製品ガス濃度が目標値を満たすことを確認する必要がある。

図 資- 1-14 に製品ガス濃度及び消化ガス中 CH₄ 濃度の日平均値を示す。

入口消化ガス組成が変動した場合でも、安定して製品ガス濃度の目標値を達成することを確認した。

図 資- 1-14 製品ガス濃度及び消化ガス中 CH₄ 濃度（日平均）

5) 前処理設備性能評価

CCU 設備には PSA ユニット前段に消化ガス中の不純物除去を目的とした精密脱硫装置及びシロキサン除去装置を設置している。PSA ユニット内の吸着剤に影響を及ぼすと考えられる不純物（硫化水素、シロキサン）を対象とし、サンプリング分析による不純物量測定を実施した。

サンプリング分析は夏季 2 回（平成 28 年 9 月 20,26 日）、冬季 2 回（平成 29 年 1 月 12,23 日）の計 4 回実施した。サンプリング地点を図 資- 1-15 に示し、硫化水素、シロキサンの測定結果を図 資- 1-16 及び図 資- 1-17 に示す。

硫化水素及びシロキサン濃度の測定結果より、バッファタンク入口（前処理設備後、PSA ユニット入口）で不純物濃度が PSA ユニット入口管理値（1ppm）以下であることを確認した。また、製品ガス中の不純物も設計値（1ppm）以下であった。

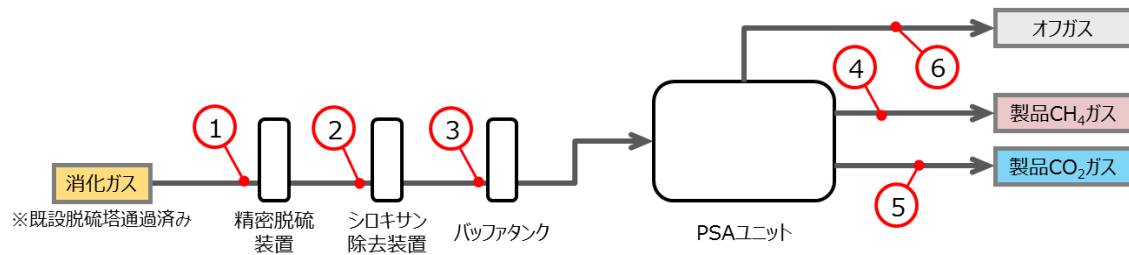


図 資- 1-15 サンプルング地点概略図

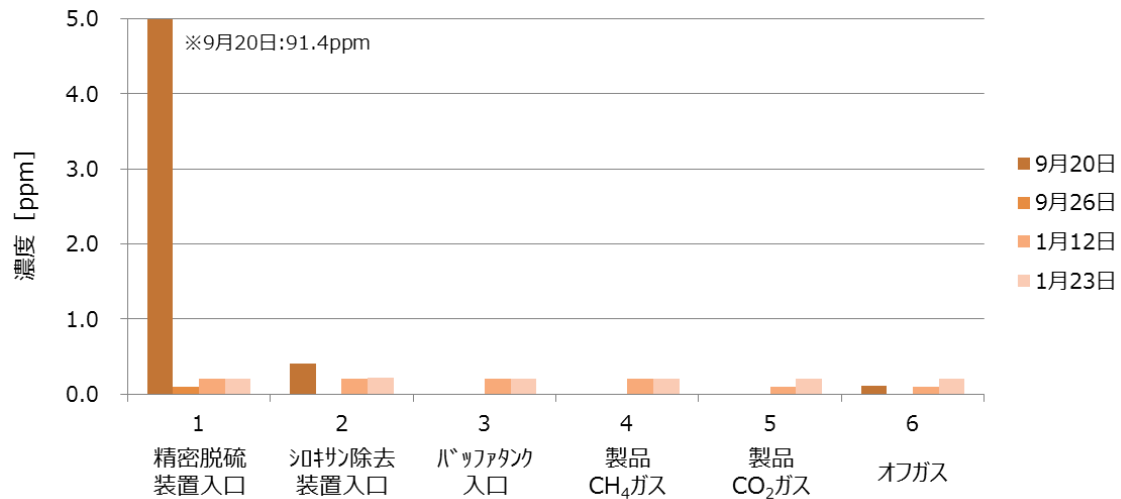


図 資- 1-16 硫化水素測定結果

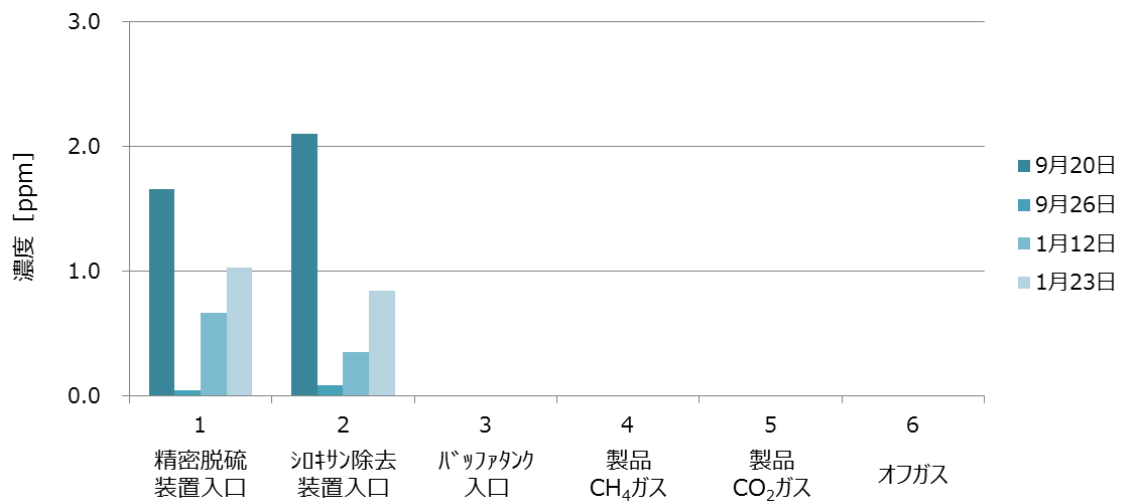


図 資- 1-17 シロキサン測定結果

6) 消費電力量

CCU 設備主要機器（負荷）を表 資- 1-10 に示す。CCU 設備運転時は圧縮機、真空ポンプ、CO₂ ブロワ、濃度計、チラー、送風機が稼働し、停止時は濃度計、チラー、送風機のみが稼働する。

表 資- 1-10 CCU 設備主要機器（負荷）一覧表

主要機器名称	圧縮機	真空ポンプ	CO ₂ ブロワ	CO ₂ 濃度計	CH ₄ 濃度計	チラー	送風機
定格	11kW	7.5kW	2.2kW	0.6kW	0.6kW	10.2kW	1.0kW
CCU 設備運転時	○	○	○	○	○	○	○
CCU 設備停止時	—	—	—	○	○	○	○

図 資- 1-18 に月毎の CCU 設備消費電力量を示す。運転中の消費電力量は 450~500kWh/日、停止中の消費電力量は 110~120kWh/日であった。

月毎の消費電力量の変動は、周囲温度変動によるチラー負荷率の変化と考えられる。平成 28 年度実証試験では 4~8 月をチラー設定温度 20℃、9 月は 20~28℃で調整、10 月は 28℃、11 月以降は 20℃で運転を行った。チラー温度を周囲温度に合わせて設定することで消費電力量が低減可能と考えられる。チラーは主に CCU 設備内でのガス冷却に用いており、夏季は 28℃設定、冬季は 20℃に設定することで、実証期間中、CCU 設備内のガス温度が設計値（5~35℃）の範囲内であることを確認した。表 資- 1-11 に各部ガスの最低温度、最大温度を示す。

チラー温度は周囲温度、原料消化ガス温度を確認し、温度の高い夏季は 28℃、温度の低い冬季は 20℃に設定する。

表 資- 1-11 CCU 設備内ガス温度

測定場所	単位	最低温度	最高温度
吸着塔入口ガス	℃	17.6	29.0
真空ポンプ出口ガス	℃	19.2	29.7
製品 CH ₄ ガス	℃	8.6	32.4
製品 CO ₂ ガス	℃	8.9	31.8
オフガス	℃	7.7	31.9

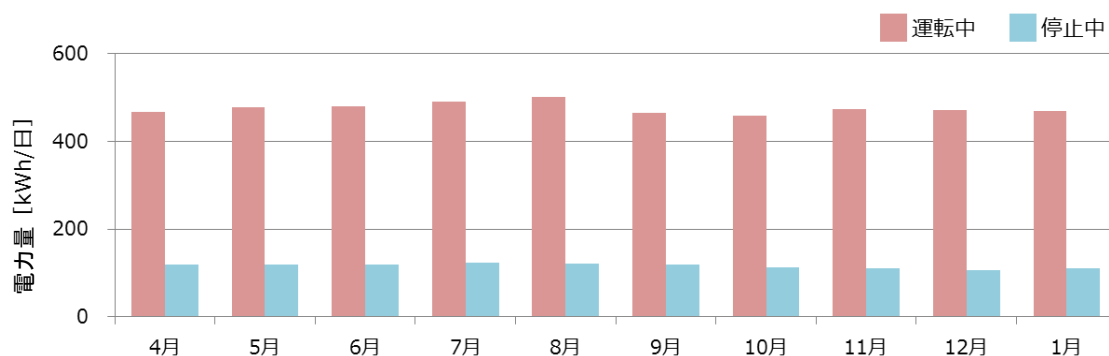


図 資- 1-18 CCU 設備消費電力量 (月毎)

(3) 実証試験成果まとめ

CCU 設備はガスタンクの後段に設置するため、ガスタンクのバッファ機能により量 (CCU 設備に導入する消化ガス流量) の変動は少なく抑えられ、一定量の消化ガスを導入することが可能な設備である。実証試験では消化ガスの量及び質的変動に対する分離性能を確認することが出来た。

表 資- 1-12 に平成 27 年度及び平成 28 年度実証試験期間の CCU 設備運転データを示す。

表 資- 1-12 CCU 設備運転データ

項目	単位	目標値・設計値	平成 27 年度実証結果 H28.2~3	平成 28 年度実証結果 H28.4~29.1
消化ガス流量	Nm ³ /d	800	787.6 (755.4~809.0)	803.3 (761.3~829.7)
消化ガス CH ₄ 濃度	%	60	60.5 (59.4~61.9)	59.9 (58.3~61.7)
製品 CH ₄ ガス流量	Nm ³ /h	20 程度	19.7 (18.8~20.5)	20.2 (19.7~20.8)
製品 CH ₄ ガス濃度	%	90 以上	90.8 (90.3~91.5)	91.8 (90.5~92.8)
CH ₄ 回収率	%	90 程度	91.0 (88.4~94.1)	92.7 (89.8~98.2)
製品 CO ₂ ガス流量	Nm ³ /h	10 程度	9.8 (9.3~10.6)	10.3 (9.7~11.3)
製品 CO ₂ ガス濃度	%	99 以上	99.5 (99.1~99.6)	99.5 (99.3~99.7)
CO ₂ 回収率	%	70 程度	75.4 (70.8~79.9)	76.5 (70.6~81.3)

注) 表中の () 無しの数値は評価期間の平均値、() 内の数値は評価期間の最小値、最大値を表す。

◇評価項目に設定した

「CH₄ の分離効果 (製品 CH₄ ガス濃度、CH₄ 回収率)」

「CO₂ の分離効果 (製品 CO₂ ガス濃度、CO₂ 回収率)」

「分離・回収性能の安定性」

について、表 資- 1-12 に示すとおり変動幅はあるものの、平成 28 年 2 月から平成 29 年 1 月までの通年で目標値を達成し、平成 27 年度実証試験で設定した最適運転条件の有効性を確認した。

◇評価項目以外に関しても、目標値及び設計値を満足することを確認した。

1.5.2. 微細藻類培養技術

(1) 実証試験結果まとめ

実証試験結果を表 資- 1-13 に示す。

表 資- 1-13 実証試験結果（微細藻類培養技術）

	評価項目	評価指標	目標値	成果の概要
微細藻類培養技術	脱水分離液の有効性	微細藻類の生産速度、生産量	生産量： 1g/L/14 日 (0.5g/L/7 日)	平均：0.833 g/L/14 日 (平均：0.542 g/L/7 日) ※実機による実測値
		T-N の削減率※	10%/14 日程度 (5%/7 日程度)	平均：21.2%/14 日 (T-N) (平均：13.1%/7 日 (T-N)) 平均：22.9%/14 日 (NH ₄ -N) (平均：10.3%/7 日 (NH ₄ -N))
		T-P の削減率※	30%/14 日程度 (15%/7 日程度)	平均：95.9%/14 日 (T-P) (平均：96.9%/7 日 (T-P)) 平均：100%/14 日 (PO ₄ -P) (平均：99.6%/7 日 (PO ₄ -P))
		培地コスト削減	薬品・上水使用料削減	95%削減 (58.5 円/m ³) ※希釈水を上水から処理水に変更
	CCU 分離・回収 CO ₂ の有効性	微細藻類の生産速度、生産量	市販 CO ₂ と同様の生産量	市販 CO ₂ に対して同等の生産量であることを確認
	プロダクトの品質評価	乾燥藻体中の重金属、生菌数	—	脱水分離液を希釈して用いることで、乾燥藻体中の重金属含有量をさらに低減できた

※T-N・T-P 削減率(培養タンク当たり)：((培養開始時の T-N もしくは T-P) - (培養後上澄液の T-N もしくは T-P))

／ (培養開始時の T-N もしくは T-P) × 100

注) 下水処理施設から排出される脱水分離液全体からの削減率は別途定義する。

(2) 平成 28 年度実証試験成果

① 試験工程

平成 28 年度実証試験は平成 28 年 4 月から平成 28 年 6 月にかけて培養条件の最適化を行い、得られた結果をもとに設定された培養条件において、平成 28 年 7 月から平成 29 年 2 月にかけて、微細藻類生産量の季節変動を把握する試験を実施した。

<最適培養条件の検討>

- ②-1-1 微細藻類の生育に最適な脱水分離液希釈率の検討
- ②-1-2 処理水による脱水分離液の希釈が微細藻類の生育に及ぼす影響の把握
- ②-1-3 エアリフト攪拌機への送風量調節 (CO₂脱気速度の調整)
- ②-1-4 微細藻類培養に適した CO₂ 吹込み量の検討
- ②-1-5 CCU 分離・回収 CO₂ の有効性の確認
- ②-1-6 補光器設置台数と補光時間調整による微細藻類増産効果の検討
- ②-1-7 収穫のタイミングの検討 (バッチ培養期間の最適化)
- ②-1-8 微細藻類培養における月別の補光・温調の効果
- ②-1-9 水温が微細藻類の生育に及ぼす影響から見た温調設備運転方法の検討
- ②-1-10 月別の電気使用量の把握と電気使用量の低減策
- ②-1-11 微細藻類培養の推奨条件まとめ

<微細藻類培養技術の安定性評価>

- ②-2-1 微細藻類生産量の安定性
- ②-2-2 月別の窒素・りん削減効果の評価
- ②-2-3 脱水分離液の質的・量的変動に対する微細藻類培養の安定性評価

<その他の評価項目>

- ②-3-1 CO₂ 活用効率の評価
- ②-3-2 培地コスト削減効果の把握
- ②-3-3 乾燥藻体の品質評価
- ②-3-4 微細藻類の乾燥方法の検討
- ②-3-5 藻体回収後の培養上清成分分析と下水道排出基準の比較検証
- ②-3-6 微細藻類売却方法の検討に向けた法規上の留意点の確認
- ②-3-7 微細藻類の色素含有量の把握と市場性調査

② 実証成果

②-1 最適培養条件の検討

1) 微細藻類の生育に最適な脱水分離液希釈率の検討

消化液を濃縮・脱水することで得られる脱水分離液は、SS 等の成分に起因する色づきのため、光透過性が低く、光合成をもとに増殖する微細藻類にとっては不利な状態である。そこで、脱水分離液を希釈することで光透過性を向上させ、培養タンク内へ入射する光量を増加させ、微細藻類生産量の増大を図るための検討をした。

表 資・1-14 に、脱水分離液原液、及び希釈脱水分離液の吸収スペクトルの測定条件を示す。図 1-19 の測定結果のとおり、脱水分離液原液を 3 倍、9 倍と希釈するほどに、光合成有効波長域における吸光度が減衰した。特に光散乱が生じやすい短波長側の吸収を抑制されているため、ユーグレナの吸収スペクトルの波長を考慮すると、微細藻類がよ

り効率よく光エネルギーを活用することができると考えられる。

表 資- 1-14 吸収スペクトルの測定条件

項目	
脱水分離液採水日	平成 28 年 1 月 30 日
希釈液	上水
測定器	SHIMAZU UV-1280
測定モード	スペクトラムモード
スキャン範囲	400 nm ～ 700 nm
スキャン速度	中速
スキャン回数	1 回
備考	測定には石英セルが望ましい

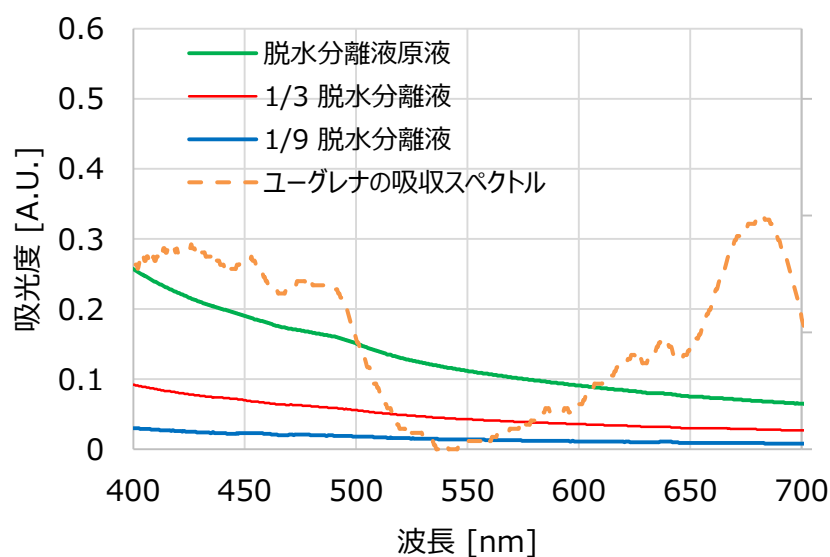


図 資- 1-19 光合成有効波長域における希釈脱水分離液の吸収スペクトル

そこで、脱水分離液を希釈して微細藻類培養試験を行った結果、図 資- 1-20 に示すとおり、脱水分離液を原液のまま培地として使用するより、希釈したほうがより微細藻類の増殖速度が高くなった。

3 倍希釈と 9 倍希釈では、培養初期から中期においてやや 9 倍希釈のほうがより増殖速度が高いものの、藻体濃度（乾燥重量）の最大で比較すると同等である。培養途中で微細藻類が栄養塩等を消費しつくしてしまう可能性と、より多くの脱水分離液を微細藻類培養に活用することを考慮して、希釈倍率は 3 倍程度が望ましい。

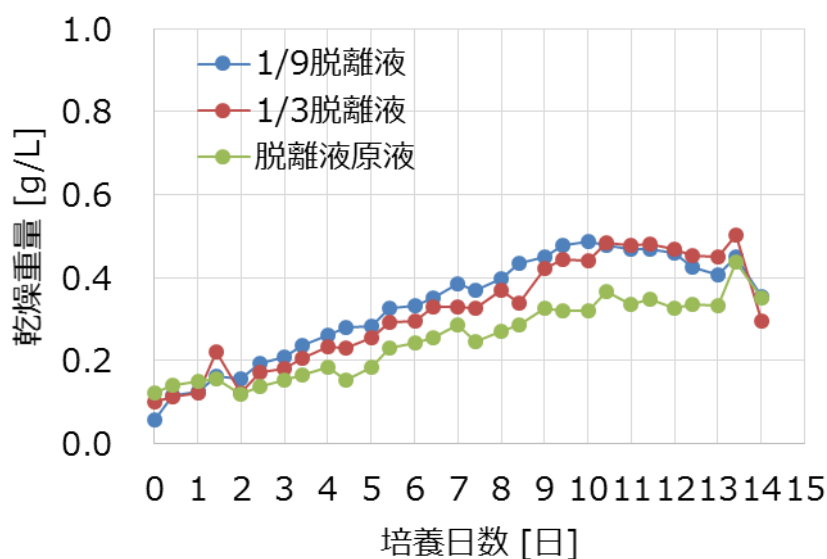


図 資- 1-20 脱水分離液の希釈と微細藻類の生育比較

なお、脱水分離液の希釈の目安として、クロロフィルの極大吸収波長 435 nm 及び 680 nm の吸光度を表 資- 1-15 に示す。O.D.435 = 0.075、O.D.680 = 0.028 以下になるよう希釈する。

表 資- 1-15 希釈脱水分離液の吸光度の例

	波長	脱水分離液希釈率		
		原液	3 倍	9 倍
吸光度 [A.U.]	435 nm	0.205	0.075	0.023
	680 nm	0.069	0.028	0.009

2) 処理水による脱水分離液の希釈が微細藻類の生育に及ぼす影響の把握

前項で脱水分離液を希釈することが微細藻類生産量を増加させることを示したが、希釈のために上水を使用するより、処理水（例として、次亜塩素酸ナトリウムで消毒後、砂ろ過した雑用水等）を活用するほうが培養コスト低減につながる。そこで、脱水分離液を上水で希釈した場合と、処理水で希釈した場合とで微細藻類生産量の比較を行った。本実証試験では、下水処理場内で雑用水として使用している、砂ろ過後の処理水を用いた。

図 資- 1-21 に示すとおり、処理水で脱水分離液を希釈した場合、上水で希釈した場合と比較してほぼ同等の微細藻類生産量であることから、培養コスト低減の観点から積極的に処理水を活用する。

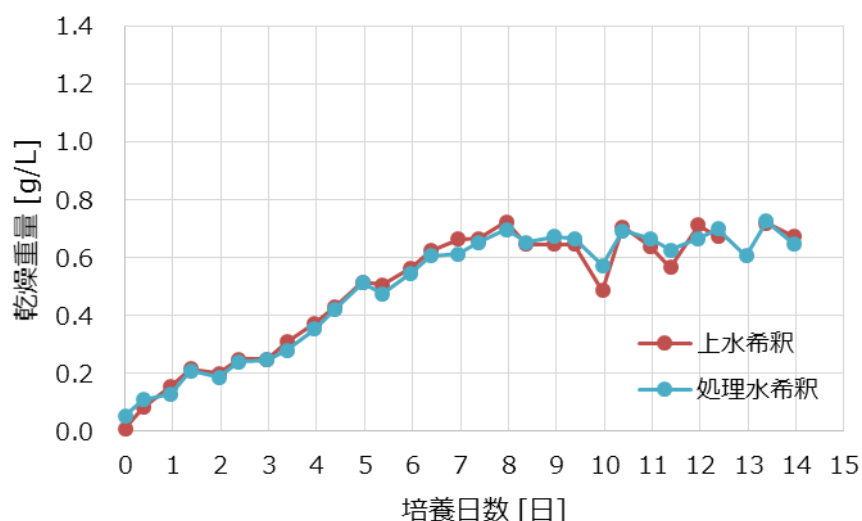


図 資- 1-21 脱水分離液の希釈液の違いによる微細藻類生産量の比較

3) エアリフト攪拌機への送風量調節（CO₂脱気速度の調整）

下水処理場で発生するバイオガス量には上限があるため、より多くの培養タンクを設置して微細藻類生産量を増大させるためには、分離・回収した CO₂を効率よく微細藻類培養に活用する必要がある。

微細藻類培養に用いる培養タンクは上部が大気開放となっているため、一度培養液に溶け込ませた CO₂は大気中の CO₂分圧に基づいて時間とともに減少する傾向にあり、その速度は気液面の接触頻度やエアリフト攪拌のための空気曝気流量に依存する。CO₂脱気速度が高いと CO₂が微細藻類に取り込まれる前に大気へと逃げてしまうため、CO₂活用効率は低下してしまう。

そこで、エアリフトへの送風量を微細藻類培養に支障のない程度に抑制し、CO₂脱気速度を可能な限り最小にする。表 資- 1-16 に脱気速度測定の際の諸条件を示す。

表 資- 1-16 脱気速度測定の際の諸条件

項目	条件
溶存 CO ₂ 濃度初期値の設定	1 L/min の CO ₂ 通気流量で約 6 時間程度通気し、溶存 CO ₂ 濃度が 300 mg/L 程度になった時点で CO ₂ 吹込みを停止し、脱気を開始する
エアリフト送風量	面積流量計にて送風量を調節
培養タンク	1m ³ 培養タンク
溶液	30% 脱水分離液（処理水希釈）
水温	温調設備により 29℃ 一定に維持する
測定開始時刻	水温変動を最小に抑えるため、日没後に開始する

図 資- 1-22 は種株投入前の培地（30%脱水分離液）に CO_2 を十分吹込んだのち、 CO_2 供給を停止したときの溶存 CO_2 濃度の減少を経時測定した結果である。この図に示すとおり、送風量を 17 L/min にすることで CO_2 脱気速度が抑制される。

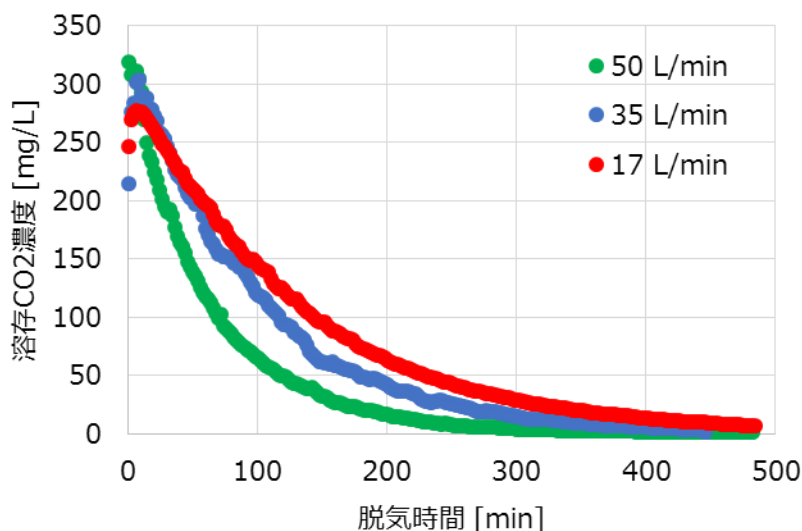


図 資- 1-22 エアリフト送風量と CO_2 脱気速度

種株を培地に投入し、同一の CO_2 吹込み条件（0.3 L/min）に設定し、エアリフト送風量のみを変化させたときの溶存 CO_2 濃度の比較を図 資- 1-23 に示す。送風量を制限し CO_2 脱気速度を抑制することで、確かに溶存 CO_2 濃度が上昇していることがわかる。よって、最適な溶存 CO_2 濃度を達成する（後述）ために必要な CO_2 吹込み量を抑制することができ、限られた量の分離・回収 CO_2 を効率よく活用することができる。

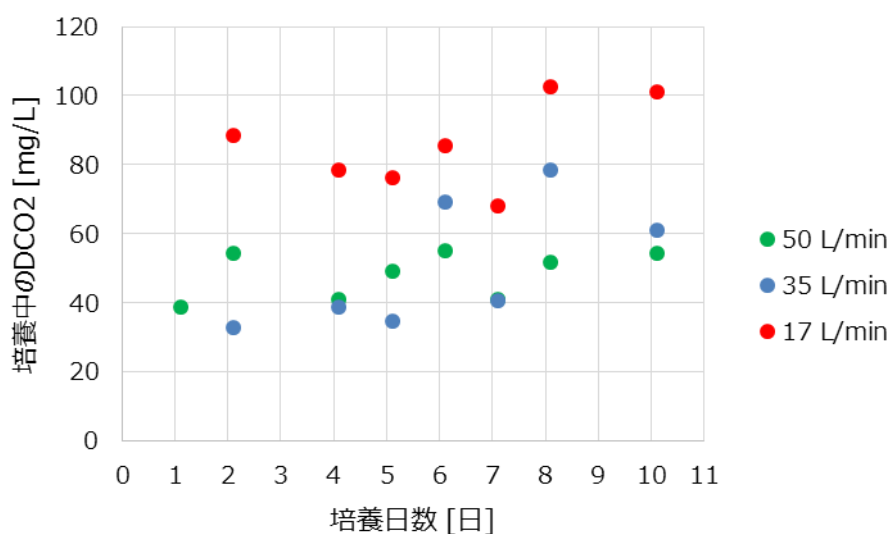


図 資- 1-23 エアリフト送風量を変化させたときの微細藻類培養中の溶存 CO_2 濃度の比較

図 資- 1-24 に示すように、エアリフト送風量を抑制しても細胞が培養タンク底部に堆積してしまうことはなく、水面付近と比べても細胞密度に大きな差異はないため、微細藻類の攪拌効率は十分であることが分かる。

図 資- 1-25 に 1m³ ポリカーボネート製培養タンクにおける流速の測定ポイント、表 資- 1-17 に、エアリフトへの送風量とそのときの流速を示す。流量計のロット差や、ブロワから培養タンクまでの配管の長さによって気体の圧力が変化する場合があるため、流速の実測値を参照しながら流量計等を微調節して送風量を適切に調節する。

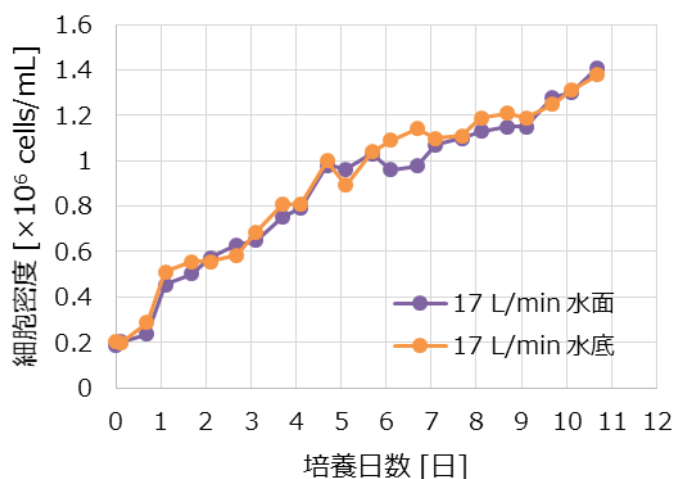
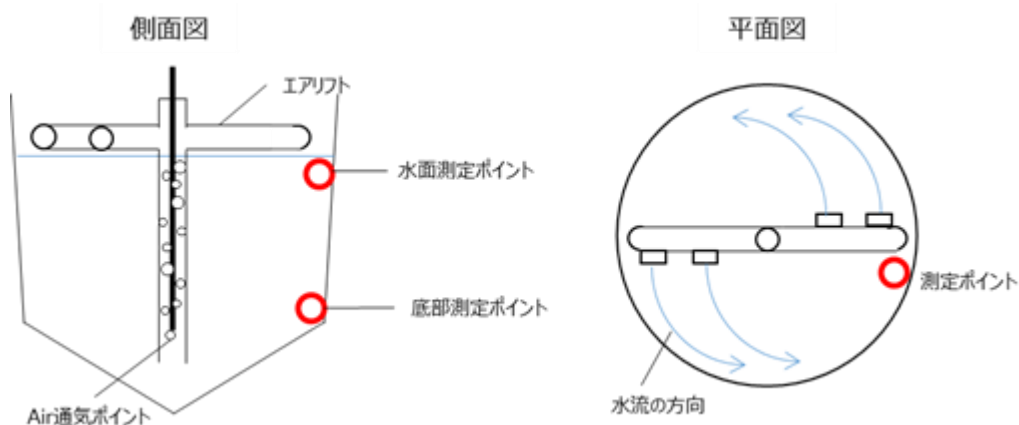


図 資- 1-24 エアリフト送風量を抑えた際の水面付近と培養タンク底部における細胞密度の比較



※流速は球形プラスチックが測定ポイント付近で 50 cm 移動するのに要する時間を計測することで算出。

図 資- 1-25 流速の測定ポイント

表 資-1-17 送風量と流速

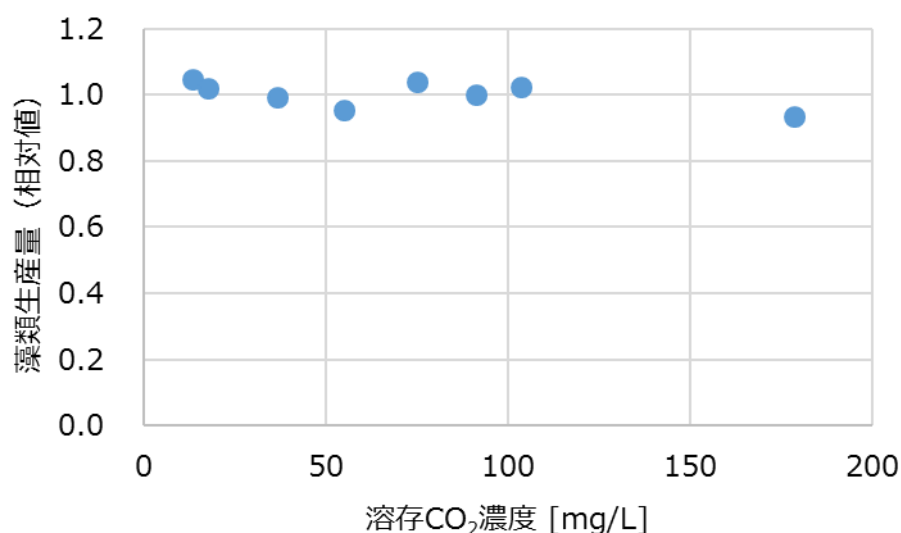
	エアリフト送風量 [L/min]	流速 [cm/s]	
		水面	底部
試験区 1	50	16.35	16.06
試験区 2	35	13.66	13.63
試験区 3	17	11.25	11.35

4) 微細藻類培養に適した CO₂ 吹込み量の検討

前項で述べたとおり、バイオガスから分離・回収できる CO₂ 量には上限があるため、限られた量の CO₂ から微細藻類生産量を最大化するためには CO₂ を効率よく活用する必要がある。一方で、過剰な CO₂ 吹込みは微細藻類の生育を阻害する可能性がある。

そこで、微細藻類が生育するために必要最小限の溶存 CO₂ 濃度を把握し、CO₂ 吹込み量が最小になるよう調節する。また、溶存 CO₂ 濃度と微細藻類生産量の関係を調査し、CO₂ 吹込み量の適正範囲を設定する。

図 資-1-26 に示すとおり、培養中の溶存 CO₂ 濃度が 10 mg/L～180 mg/L の範囲では微細藻類生産量は変わらない。そのため、溶存 CO₂ 濃度は最小の 10 mg/L 程度以上に維持できるよう CO₂ 吹込み量を調整した。



※実験実施期間ごとに微細藻類生産量がやや異なるため、各試験において CO₂ 吹込み量が 0.3 L/min (溶存 CO₂ 濃度 : 91.2 mg/L) の条件を対照区として設け、そのときの微細藻類生産量を”1”として、それぞれの CO₂ 吹込み条件の微細藻類生産量は相対値で評価した。

図 資-1-26 溶存 CO₂ 濃度と微細藻類生産量

本実証試験で用いた 1m³ ポリカーボネート製培養タンクの場合、CO₂ 通気流量を 0.06 L/min 以上にすることで溶存 CO₂ 濃度を 10 mg/L 以上に維持できる。ただし、溶存 CO₂ 濃度が 180 mg/L を超えないように CO₂ 通気流量を調整する必要がある。

なお、本試験では、CO₂ 通気流量を 0.3L/min としたが、0.1 L/min 程度まで抑えられる可能性がある。ただし、秋季 1 回のみの試験結果であるため、今後の検討課題である。

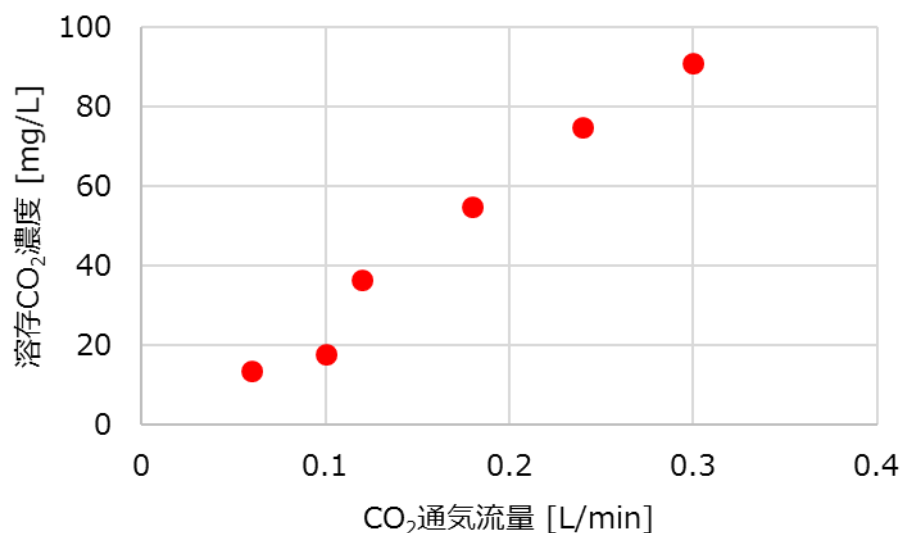


図 資- 1-27 CO₂ 通気流量と培養中の溶存 CO₂ 濃度

5) CCU 分離・回収 CO₂ の有効性の確認

平成 27 年度実証試験結果では、CCU 分離・回収 CO₂ の微細藻類培養における有効性は、市販炭酸ガスに比べて 7 割程度という結果であった。しかしながら、これは分離・回収 CO₂ のブロワ吐出圧と液化炭酸ガスの吐出圧の違いにより培養液に溶け込む CO₂ 量に差異があったため、それが微細藻類の生育に影響していたと考えられる(図 資- 1-28、図 資- 1-29 参照)。吐出圧を 20 kPa で揃えたところ、CO₂ 溶解速度は両者で同等となり(図 資- 1-30)、また微細藻類培養における有効性も同等であることが確認された(図 資- 1-31)。

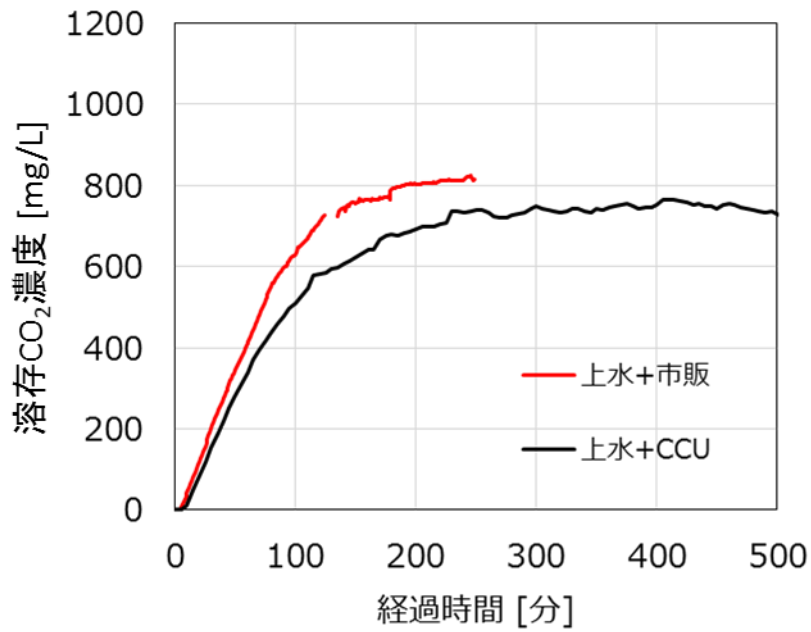


図 資- 1-28 参考データ：CCU 分離・回収 CO₂ と市販炭酸ガスの溶解速度（平成 27 年度実証）

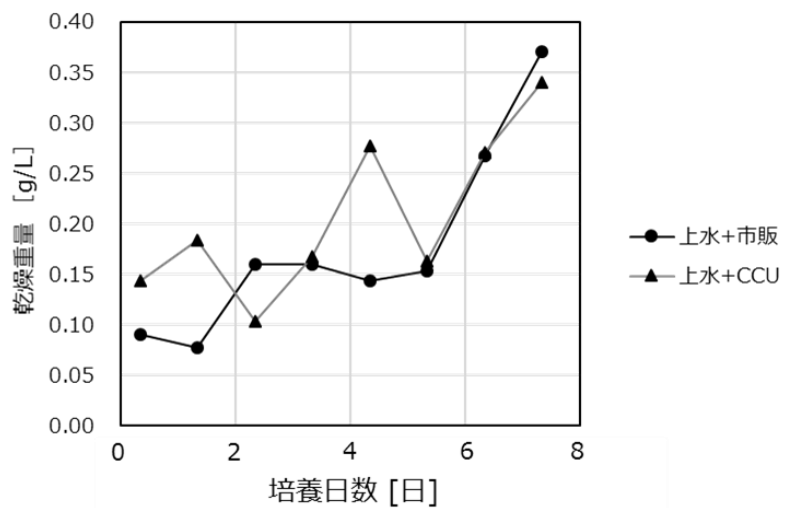


図 資- 1-29 参考データ：CCU 分離・回収 CO₂ と市販炭酸ガスの微細藻類培養における有効性確認試験（平成 27 年度実証）

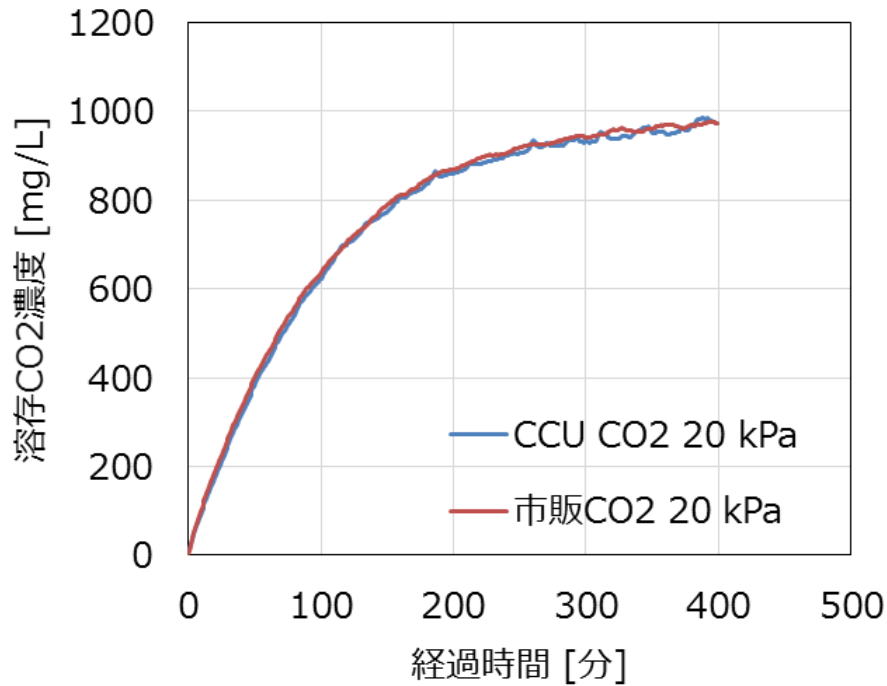


図 資- 1-30 CCU 分離・回収 CO₂ と市販炭酸ガスの溶解速度（再検証）

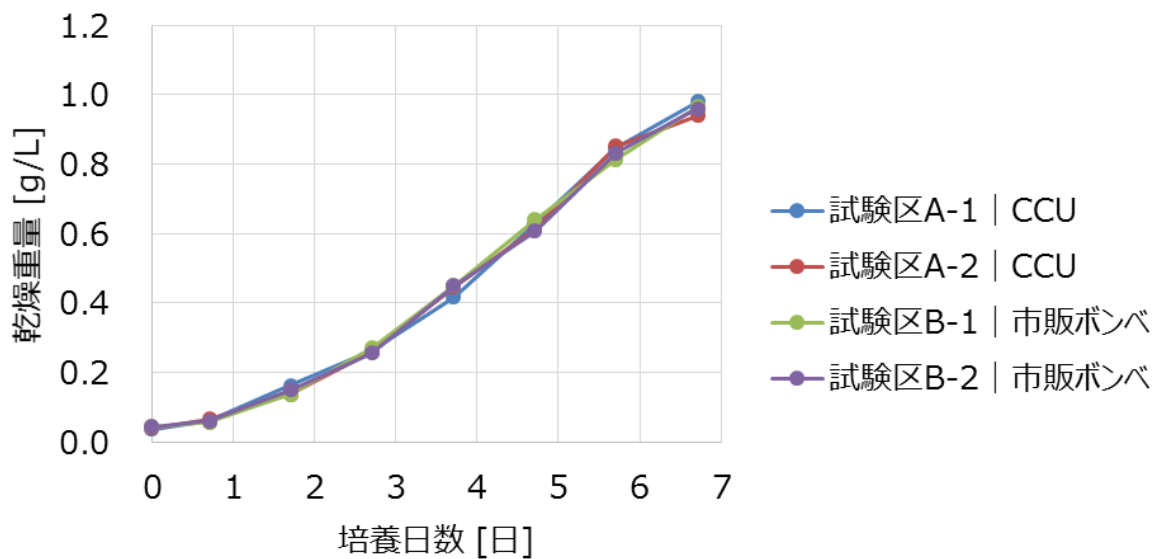


図 資- 1-31 CCU 分離・回収 CO₂ の微細藻類培養における有効性確認試験（再検証）

6) 補光器設置台数と補光時間調整による微細藻類増産効果の検討

平成 27 年度実証研究では、LED 補光器を 4 台設置し日中（8:00~18:00）のみ補光を実施したが、十分な微細藻類生産量を得るに至らなかった（図 資- 1-32 参照）。そこで、LED 設置台数を増やし、また補光時間を夜間（18:00~翌 8:00）もしくは 24 時間連続として微細藻類生産量を増加させる。

図 資- 1-33 に示すとおり、補光器の設置台数を 8 基に増加させることで、補光器を設置しなかった場合と比較して、著しく生産量が増加する。

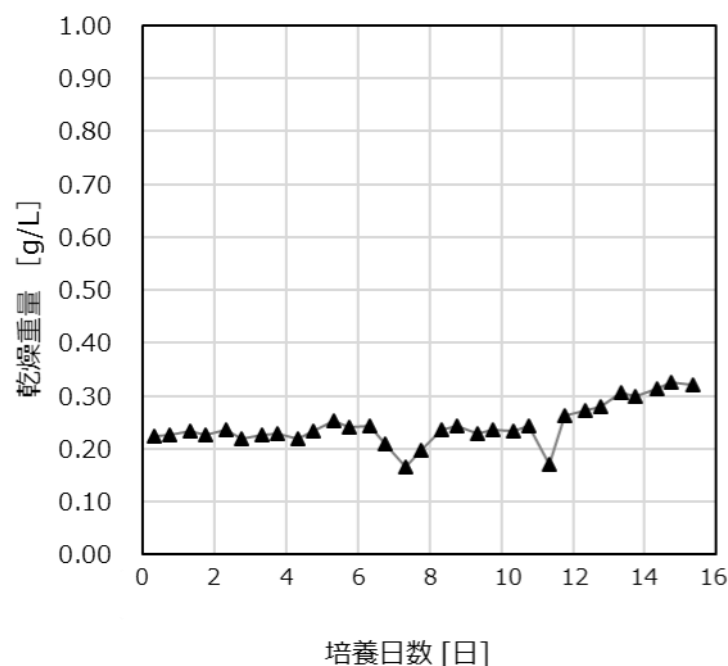
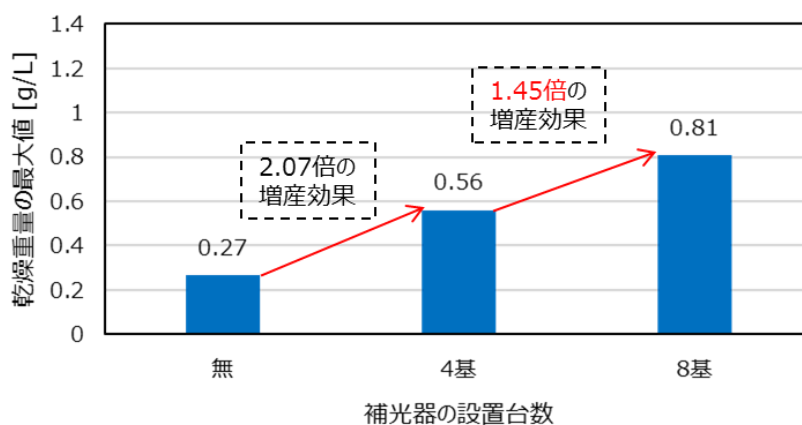


図 資- 1-32 参考データ：平成 27 年度 3 月実施の微細藻類培養
※100%脱水分離液、補光器設置台数 4 基、補光時間 8:00-18:00



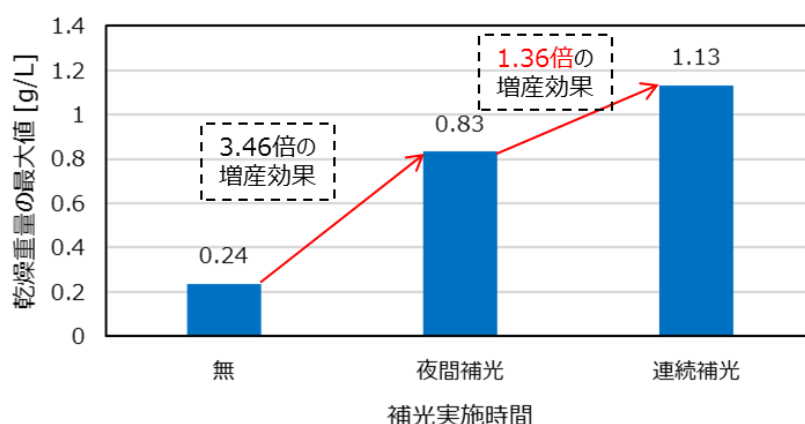
(※補光時間は 24 時間連続とする。)

図 資- 1-33 補光器設置台数と微細藻類生産量

補光時間を夜間のみとする場合においても相当の増産効果が認められるが、24 時間連続としたほうがより微細藻類生産量が増加する。

以上の結果より、補光は LED 補光器を 8 台設置し、補光時間を 24 時間連続とすることで微細藻類生産量を最大化できる。なお、そのとき建設コストと維持管理コストも増

加するが、コスト増加の割合よりも、大きな収益を創出する可能性のある微細藻類生産量を増加させるほうが経済性の観点からはメリットがある。(表 2-5 参照。)

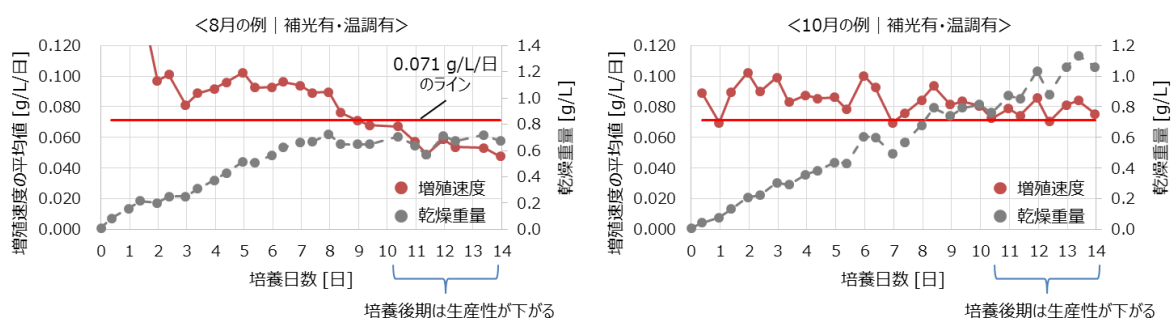


(※LED 設置台数は 8 基とする。)

図 資- 1-34 補光時間と微細藻類生産量

7) 収穫のタイミングの検討 (バッチ培養期間の最適化)

図 資- 1-35 に示すとおり、微細藻類の培養は後期において増殖速度が減少する傾向がある。これは、培養液の藻体濃度が高くなるにつれ、培養タンク内へ透過する光量が減少するためと考えられる。そのため、生産効率が低下する培養後期に突入する前に収穫するほうが、年間の微細藻類生産量は増加すると考えられる。



※0.071 g/L/日のライン：増殖速度が0.071 g/L/日以上を維持できれば生産量 1.0 g/L/14日を達成できる。

図 資- 1-35 微細藻類の増殖曲線と培養日数経過による増殖速度の低下

図 資- 1-36 に示すとおり、培養期間が短くなるほど 1 バッチの生産量は低下するが、年間に培養できる回数が増加するため、年間の微細藻類生産量としては培養期間が短いほど大きくなる。

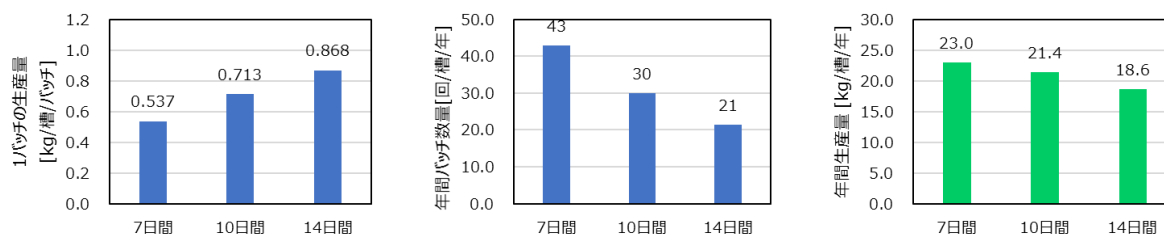


図 資-1-36 バッチ培養期間を7日、10日、14日とした場合のバッチ生産量、年間バッチ数量、年間生産量の比較

8) 微細藻類培養における月別の補光・温調の効果

微細藻類の生育は日射量、水温に影響を受けるため、このような環境条件の変動と微細藻類生産量の変動を把握するため、平成28年7月から平成29年2月までの期間、毎月培養試験を実施した。なお、補光による増産効果を知るために補光を実施しない試験区、また水温調整の効果を知るために温調を実施しない試験区を設け、それぞれの試験区の生産量を調査した。

図 資-1-37 に示すとおり、補光・温調ともに実施する試験区1では比較的安定して高い生産量をそれぞれの月において記録した。その平均値は0.833 g/L/14日で、目標の1.0 g/L/14日に若干到達しなかった。補光を実施しない試験区2と試験区4においては、日射量の増加する夏場であっても著しく生産量が低下するため、補光は年間通して必須の条件であることが伺える。一方で、補光はするが温調を実施しない試験区3では、水温が極端に上昇する7月、8月において培養途中で微細藻類が死滅してしまう現象が確認された。従って、夏場はチラーによる水温調節が必要である。しかしながら、9月～2月にかけては温調を実施しなくとも、温調を実施する試験区1と比較して同等の生産量であることから、実質的に温調が必要なのは夏場のうちでも7月、8月のみである。なお、実証試験では冬場にかけては温度調整のためにヒーターを用いていたが、ヒーターは年間通して不要と考えられる。

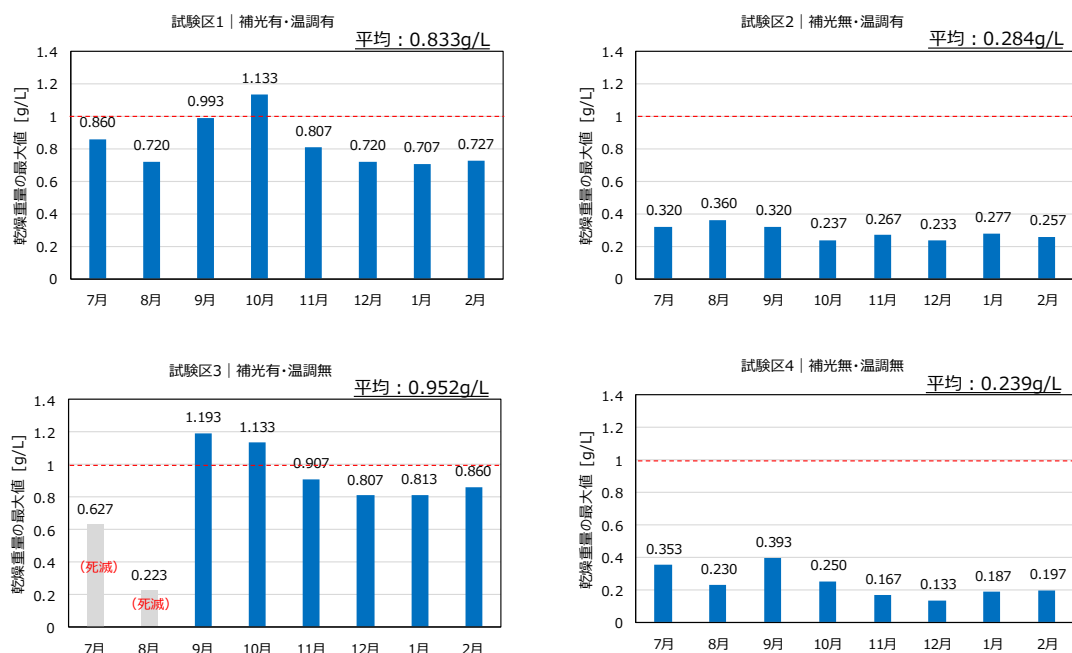


図 資- 1-37 各試験条件における月別の微細藻類生産量（14 日間培養）

一方で、7) で述べたとおり、増殖速度が低下する培養後期に入る前に収穫することで、年間の生産量を増加させられる。図 資- 1-38 に 7 日間で収穫する場合の月別の微細藻類生産量を示す。培養期間が短くなることで 1 バッチの生産量は少なくなるものの、補光・温調を実施する試験区で平均 0.542 g/L/7 日となり、目標の 0.5 g/L/7 日を超える値を達成した。

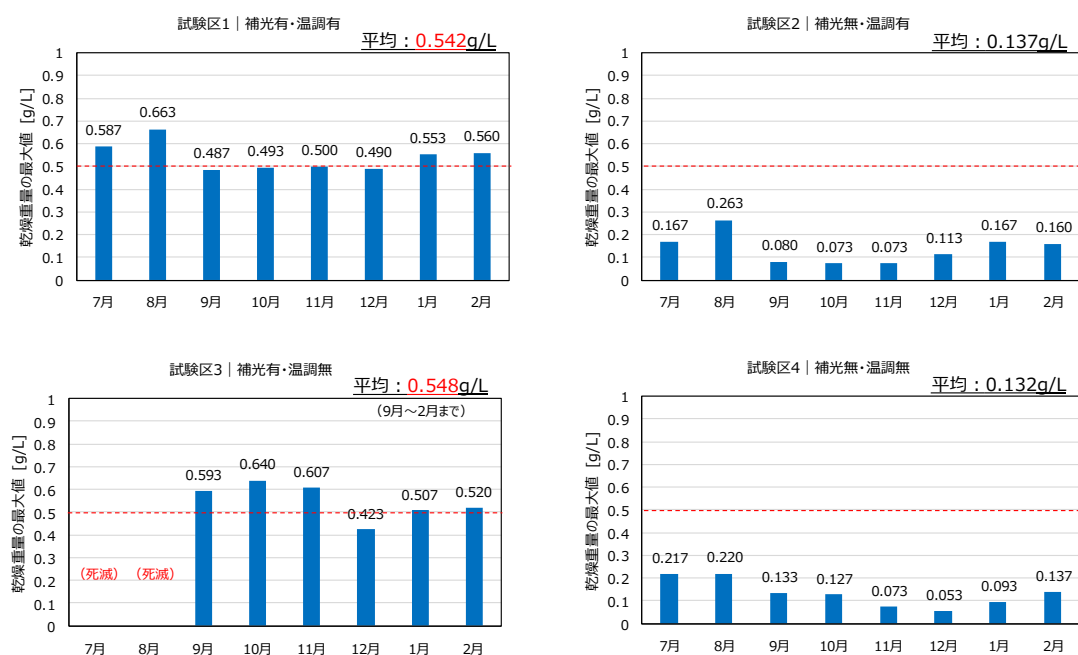


図 資- 1-38 各試験条件における月別の微細藻類生産量（7 日間培養）

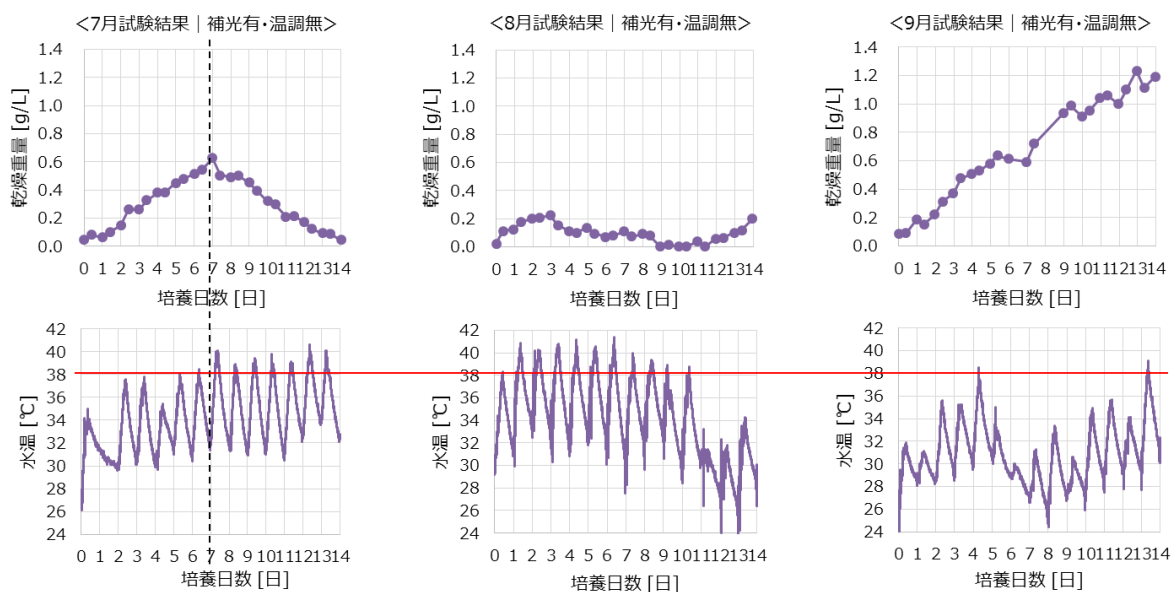
9) 水温が微細藻類の生育に及ぼす影響から見た温調設備運転方法の検討

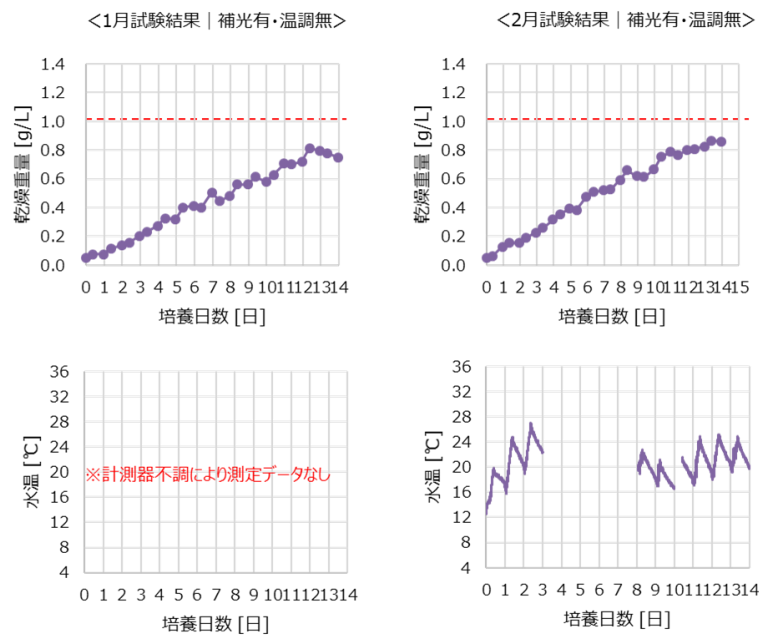
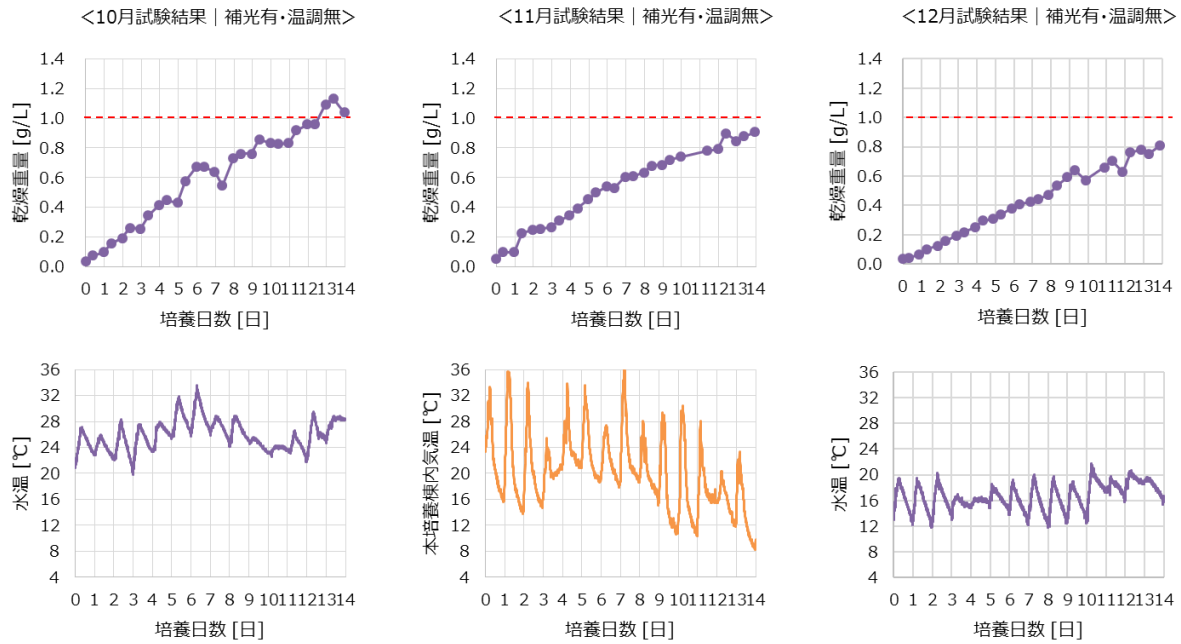
微細藻類ユーグレナは広範な水温に適応して増殖することが可能であるが、極端に水温が高かったり、反対に水温が低すぎたりすると増殖速度が低下する。そこで、水温がユーグレナの生育に及ぼす影響について調査した。

7月、8月の試験結果を見ると、日中の水温が38℃を超えるとユーグレナが死滅してしまうことがわかった。

一方で、水温が低下する12～2月にはやや生産量が低下する。しかしながら、9～2月の生産量平均値は0.548 g/L/7日であり、水温を28℃一定に保つ場合（0.542 g/L/7日）と比較して差はない。従って、水温調節は夏期に38℃を超えそうな場合のみ冷却器を稼働すればよく、また冬期であっても水温が12℃以下（本実証試験では12月に記録した最低水温）にならないければヒーターで培養液を加温せずとも生産量が大幅に減少することはない。

以上のことから、表 資-1-18 に実証試験の結果得られた培養水温と温調設備の運転方法の例を示す。





※1月は測定器不調により、水温も本培養棟内の温度も測定データなし

図 資- 1-39 温調を実施しない試験区の各月の増殖曲線と水温変化

表 資・1-18 水温と温調設備及び換気扇の運転

		水温（実測値）			温調設備・換気扇の運転方法改善案		
		最高水温	最低水温	平均水温	チラー	ヒーター	換気扇
		℃	℃	℃			
H28 年	2 月	24.1	9.7	15.9	不要	不要	1 基
	3 月	—	—	—	不要	不要	1 基
	4 月	36.8	18.2	26.4	不要	不要	2 基
	5 月	41.4	18.7	32.5	不要	不要	6 基
	6 月	35.5	22.6	27.4	不要	不要	6 基
	7 月	40.6	26.1	34.3	要	不要	6 基
	8 月	41.4	23.4	34.2	要	不要	6 基
	9 月	39.1	23.0	31.2	不要	不要	6 基
	10 月	33.6	19.8	26.2	不要	不要	6 基
	11 月	36.1※	8.3※	20.5※	不要	不要	2 基
	12 月	21.7	11.8	16.6	不要	不要	1 基
H29 年	1 月	—	—	—	不要	不要	1 基
	2 月	27.0	14.3	20.4	不要	不要	1 基

※平成 28 年度 11 月は測定器不調により水温データを取得できなかったため、参考値として本培養棟内の室温データを示す。

10) 月別の電気使用量の把握と電気使用量の低減策

微細藻類培養に関連する各機器の電気使用量内訳について、平成 28 年 7 月の培養試験を例に表 資- 1-19 に示す。チラー、LED 補光器、有圧換気扇が大きなウェイトを占め、特にチラーが最も割合が高い。

表 資- 1-19 電気使用量の内訳（補光・温調を実施する試験区、平成 28 年 7 月の例）

		消費電力	設置数	消費電力	稼働時間	消費電力量	百分率
	(単位)	(kW/基)	(基)	(kW/槽)	(時間/日)	(kWh/9 槽)	(%)
本培養	チラー	1.70	1	1.70	24	367.2	41.05
	ヒーター	0.03	1	0.03	24	6.048	0.68
	ブローア(空気用)	0.09	1	0.09	24	19.2	2.15
	ブローア(CO ₂ 用)	0.09	1	0.09	24	19.2	2.15
	LED 照明	0.04	8	0.30	24	64.8	7.24
	LED 照明追加用	0.18	4	0.70	24	151.2	16.90
	小計	2.12		2.91		627.65	70.17
本培養棟 衛生設備	有圧扇（給気）	0.50	6	3.00	24	72	8.05
	有圧扇（排気）	0.20	6	1.20	24	28.8	3.22
	CO ₂ センサ	0.03	1	0.03	24	0.6	0.07
	小計	0.73		4.23		101.40	11.34
脱離液 調整	SS 除去ユニット	0.24	1	0.24	2	0.48	0.05
	pH 調整システム	1.10	1	1.10	2	2.2	0.25
	コンプレッサー	4.20	1	4.20	24	100.8	11.27
	小計	5.54		5.54		103.48	11.57
遠心回収 乾燥	連続遠心機	1.40	1	1.40	3.3	41.58	4.65
	凍結乾燥機	1.70	1	1.70	12	20.4	2.28
	小計	3.10		3.10		61.98	6.93
全体	合計	11.48		15.77		894.51	100.00

季節によって水温が変動するため、温調設備のチラー、ヒーターにかかる負荷量も変動すると予測された。また、冬季は本培養棟の室温維持のため、換気扇の稼働台数を減らした。各月の電気使用量を表 資- 1-20 に示す。

表 資- 1-20 月別の電気使用量

		7 月	8 月	9 月	10 月	11 月	12 月	1 月	2 月
本培養	消費電力量 [kWh/日/槽]	69.7	69.7	57.7	58.0	54.9	72.8	72.8	72.8
	チラー [kWh/日/槽]	40.8	40.8	28.8	29.8	26.6	25.2	25.2	25.2
	ヒーター [kWh/日/槽]	0.67	0.67	0.67	0.02	0.04	19.30	19.30	19.30
衛生設備	換気扇 [kWh/日]	100.8	100.8	100.8	100.8	33.6※1	16.8※2	16.8※2	16.8※2
全体	消費電力量 [kWh/日/9 槽]	895	895	787	789	694	838	838	838

※1 換気扇 2 基稼働

※2 換気扇 1 基稼働

図 資- 1-39 の水温と増殖の関係と併せて、チラー及びヒーターの運転は以下のように最適化できる。

- 7、8 月はチラーの運転は日中のみ（8:00~20:00、12 時間/日）
- 水温が 38℃を超えない限り、9 月以降はチラーを使用しない
- 水温が 12℃を下回らない限り、ヒーターは使用しない

これを基準に温調設備を運転することで、毎月の電気使用量を抑制することが可能である。

11) 微細藻類培養の推奨条件まとめ

実証試験の結果から、年間生産量の最大化、CO₂ の効率的活用、温度調節に関わる設備の運転方法等、微細藻類培養の推奨条件を表 資- 1-21 にまとめた。

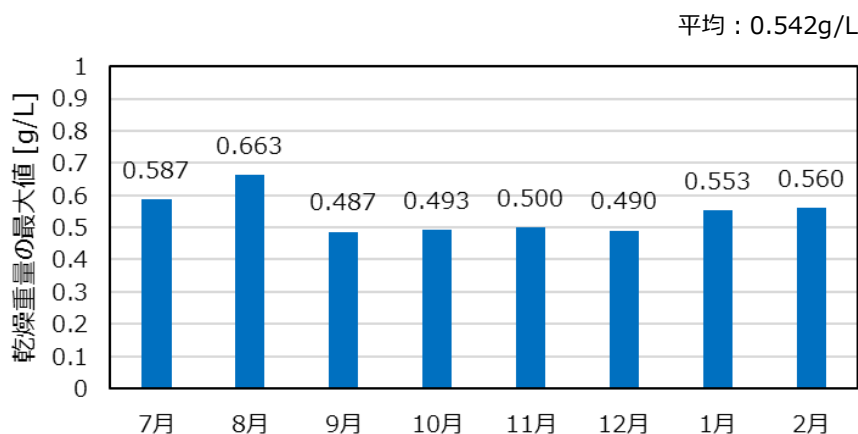
表 資- 1-21 微細藻類培養の推奨条件

項目	最適運転条件	備考
溶液	脱水分離液 (3 倍希釈)	脱水分離液に含まれる窒素、りんを微細藻類培養に利用するとともに、希釈により光合成に必要な光の透過性を向上させ微細藻類生産量を増大させる
希釈液	処理水	上水使用料を削減するため処理水で脱水分離液を希釈する
添加物	窒素・りん以外の栄養 塩、重金属、ビタミン	コストインパクトの低い成分については、培養中に消費し尽すことを避けるため通常培地と同程度添加する
CO ₂ 吹込み量	0.3 L/min	溶存 CO ₂ 濃度を 10~180 mg/L の範囲に調整する
CO ₂ 通気時間	24 時間連続	補光時間に合わせて 24 時間連続とする
エアリフト送風量	17 L/min	CO ₂ 脱気速度を抑えるため必要最小限の送風量とする
LED 補光器	4 基 + 4 基	生産量を増加させるため LED は 8 基とする
補光時間	24 時間連続	—
照射強度	2,000 μ mol/m ² /s	光量子束密度計を用いて適切な位置に設置する
水温調節	12~38℃以内に調節	季節によって温調設備の運転方法を調整する
バッチ培養期間	7 日	生産効率が悪化する前に収穫し、年間バッチ回数を増やして生産量を増大させる

②-2 微細藻類培養技術の安定性評価

1) 微細藻類生産の安定性

図 資-1-40 に示すとおり、バッチ培養期間を 7 日間とした場合、各月における微細藻類生産量のバラつきは小さく、平均して 0.542 g/L/7 日であった。目標値を 0.5 g/L/7 日とすると十分な生産量が得られることが確認できた。



※バッチ培養期間を 7 日間とした場合の生産量、補光・温調をともに実施する試験区より作成

図 資-1-40 微細藻類生産の安定性

2) 窒素・リンの削減効果

微細藻類は培地中の窒素、リンを吸収し生育する。脱水分離液を培地として微細藻類培養することで脱水分離液中の窒素、リンを削減し、返流水負荷を軽減することが期待される。各月の微細藻類培養による窒素・リンの削減効果について表 資-1-22 に示す。

微細藻類培養では脱水分離液を 30%程度に希釈して用いるが、培養タンク内のみの物質収支で窒素・リン削減率を算出すると、窒素削減率はアンモニア性窒素で 22.9%、T-N で 21.2%であり、リン削減率はりん酸態りんで 100%、T-P で 95.9%であった。しかしながら、実際には培養に使われなかった脱水分離液が存在するため、返流水中の窒素・リン削減効果としては培養後の上澄み液中の窒素・リン濃度に加えて、培養に使われない脱水分離液中の窒素・リン濃度も考慮するべきである（本編 p.29 参照）。

表 資- 1-22 14 日間培養における培養タンク当たりの窒素・りん削減率

		7 月	8 月	9 月	10 月	11 月	12 月	1 月	2 月	平均
NH ₄ -N	培養タンク当たりの削減率 (%)	48	7	38	40	7	18	11	14	22.9
T-N	培養タンク当たりの削減率 (%)	14	20	28	4			44	18	21.2
PO ₄ -P	培養タンク当たりの削減率 (%)	100	100	100	100	100	100	100	100	100.0
T-P	培養タンク当たりの削減率 (%)	96	92	91	92	99	100	98	99	95.9

※補光あり（LED8 基設置）、温調あり（29℃）条件における評価。

表 資- 1-23 に 7 日間培養における窒素・りん削減率を示す。

表 資- 1-23 7 日間培養における培養タンク当たりの窒素・りん削減率

		1 月	2 月	平均
NH ₄ -N	培養タンク当たりの削減率 (%)	6	15	10.3
T-N	培養タンク当たりの削減率 (%)	11	15	13.1
PO ₄ -P	培養タンク当たりの削減率 (%)	100	99	99.6
T-P	培養タンク当たりの削減率 (%)	98	96	96.9

3) 微細藻類乾燥粉末の品質の安定性

回収した微細藻類を凍結乾燥し、その粉末中に含まれる炭素・窒素・りんの割合を調査した結果を表 資- 1-24 に示す。炭素含有率・窒素含有率について、著しく変動することはない、藻体に含まれるタンパク質・脂質等の有機物の組成は安定していると考えられる。一方、りん濃度については比較的ばらつきが大きく、りんを主成分とする核酸等の総量は多少変動している可能性がある。このようなりん含有率の変動は、培養中に脱水分離液中のりんが枯渇し、りん枯渇後どの程度培養を継続したか、ということに起因すると考えられる。

表 資- 1-24 乾燥粉末の炭素・窒素・りん含有率及び含水率

収穫月		H28 年 3 月	H28 年 7 月	H28 年 8 月	H28 年 10 月	H28 年 11 月	H28 年 12 月	平均
全炭素	%	50.6	44.6	47.8	43.8	46.4	47.8	46.9
全窒素	%	8.8	8.6	9.5	8.7	9.1	9.1	9.0
全りん	%	2.4	6	4.6	6.3	7.8	3.5	5.1
含水率	%	2.8	6	4	4.5	3.3	3.6	4.1

4) 脱水分離液の質的・量的変動に対する微細藻類培養の安定性評価

微細藻類培養に供する脱水分離液中の窒素・りん濃度の変動を把握することで、脱水分離液の培地としての有効性を評価した。微細藻類の生産量目標値を 0.5 g/L/7 日とした場合、培養初期濃度を 0.05 g/L とすると、藻体増加分は 0.45 g/L となる。本研究における実測平均値（表 資- 1-24 参照）に基づいて藻体中の窒素含有率を 9.0%、りん含有率を 5.1%とすると、藻体が 0.45 g/L 増加するのに必要な窒素量は 40.5 mg/L、りん量は 22.95 mg/L である（表 資- 1-25）。従って、下水処理場から排出される脱水分離液の性状として窒素濃度が 40.5 mg/L 以上、りん濃度が 22.95 mg/L 以上であることが望ましい。表 資- 1-26 に本実証フィールドの脱水分離液中の全窒素濃度、全りん濃度の分析結果を示す。分析を実施した各月において、30%に希釈した脱水分離液中の窒素・りん濃度は変動しているもののその濃度は藻体が増加するのに必要な窒素・りん量を上回っているため、安定して目標の微細藻類生産量を達成できると考えられる。

表 資- 1-25 微細藻類生産量の目標値を達成するために必要な窒素・りん量

培養開始時の藻体濃度	0.05	g/L
生産量の目標値	0.5	g/L
藻体増加分	0.45	g/L
藻体の窒素含有率	9	%
窒素必要量	40.5	mg/L
藻体のりん含有率	5.1	%
りん必要量	22.95	mg/L

表 資- 1-26 脱水分離液中の窒素・りん濃度の変動

分析項目		分析結果 [mg/L]						平均値 [mg/L]
		H28 年 2 月	H28 年 3 月	H28 年 10 月	H28 年 11 月	H28 年 12 月	H29 年 1 月	
原液	全窒素	1600	1500	1300	1200	1200	1200	1333
	全りん	180	140	150	150	110	98	138
30% 希釈	全窒素	480	450	390	360	360	360	400
	全りん	54	42	45	45	33	29.4	41.4

②- 3 微細藻類培養技術におけるその他の評価項目

1) CO₂活用効率の評価

培養に供した CO₂の総量と収穫された乾燥藻体中の炭素含有率から、CO₂活用効率を算出した。結果を表 資- 1-27 に示す。CO₂固定量は藻体増加量に依存するため、夏季の生産量が高い時期に CO₂活用効率が高くなる傾向があった。CO₂通気流量を 0.3 L/min と固定

して実施した8月～1月の期間において、平均10%の活用効率であった。また、通気流量を0.1 L/min に低減しても藻体増加量は0.3 L/min 通気の場合と比べて低下しないため、活用効率は26%に増加することが把握できた。

表 資・1-27 各月の培養試験におけるCO₂活用効率

		乾燥藻体			CO ₂ 固定量			CO ₂ 活用効率		
		①	②	③=②-①	④(実測)	⑤=③×④	⑥※	⑦	⑧	⑨※
		培養開始	培養終了	増加	炭素含有率	固定量	CO ₂ 換算	通気量	CO ₂ 通気量	活用効率
		g/m ³	g/m ³	g/m ³	%	g/m ³	g/m ³	L/min	g/m ³ /14日	%
各月のCO ₂ 活用効率	7月	40	770	730	45	326	1,194	1.0	43,506	3
	8月	60	650	590	48	282	1,034	0.3	13,052	8
	10月	10	1,133	1,123	44	492	1,804	0.3	13,052	14
	11月	37	767	730	46	339	1,047	0.3	13,052	8
	12月	20	700	680	48	325	1,192	0.3	13,052	9
平均値	8～12月	—								10
参考	12月	20	713	693	—	—	1,133	0.1	4,351	26

※補光あり(LED8基設置)、温調あり(29℃)条件における評価。

※⑥=⑤×(44/12)

※⑨=⑥/⑧×100

2) 培地コストの低減効果の把握

従来の微細藻類培養では、窒素・りん等の栄養塩、重金属類等のミネラル分、ビタミン類は市販品を購入して培地に投入していたため、培地調整コストが約1,197円/m³であった。脱水分離液を活用することにより、培地コストの大半を占める窒素源及びりん源の投入が不要となるため、大幅にコスト削減が可能である。また、脱水分離液の希釈に処理水を使用することで、上水使用料も削減することができる。結果、培地調整コストは58.5円/m³となり、95%削減することができた。

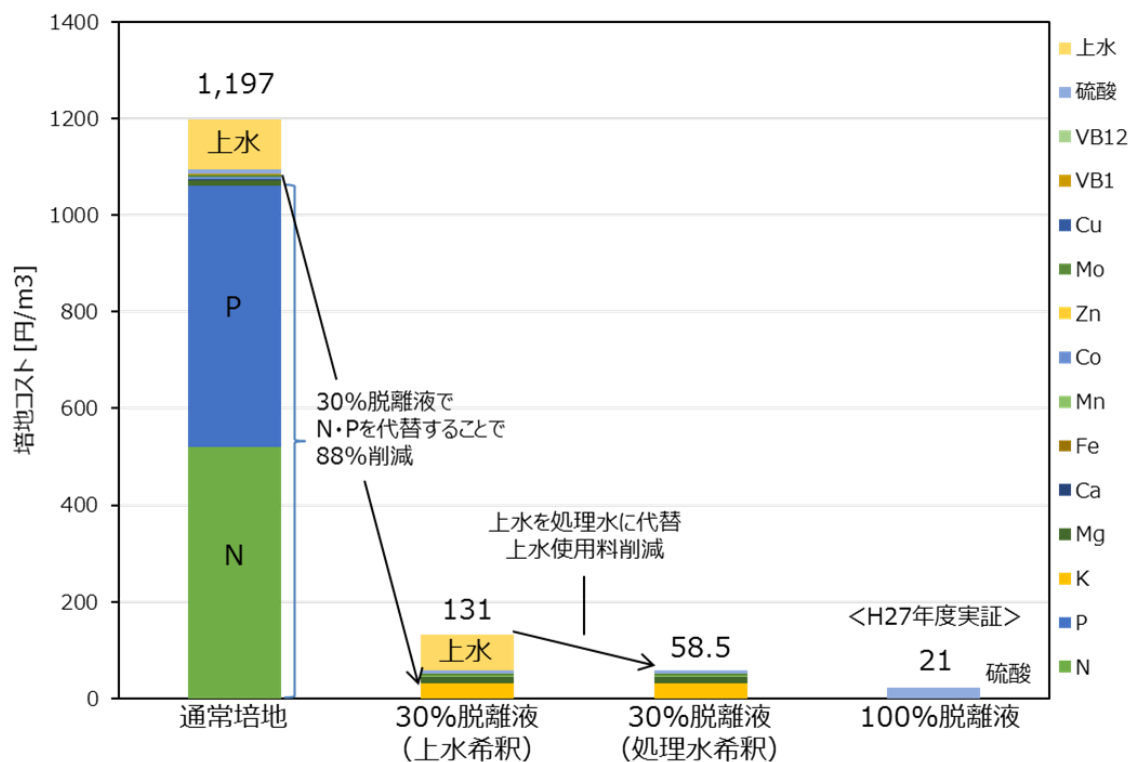


図 資- 1-41 培地調整コスト

3) 乾燥藻体の品質評価

本実証研究で生産された微細藻類の利用用途を検討する前段階として、乾燥藻体中に含まれる有害な重金属の含有量及び生菌数を調査した。

表 資- 1-28 に示すように、脱水分離液を希釈することによって乾燥藻体中に含まれる有害重金属が減少した。これは、食品衛生法に記載のある一般的な食品の基準値と比較しても十分に低い含有量である。また、飼料安全法に定められる基準値よりもやはり十分に低いことがわかった。

一方で、生菌数検査では、大腸菌群やサルモネラ菌といった病原性細菌は検出されなかった。ただし、一般細菌数は高い値を示したため、乾燥方法を凍結乾燥から熱風を利用した噴霧乾燥等に変更して低下させることが、より品質の向上につながる。

表 資- 1-28 乾燥藻体中の重金属含有量及び生菌数検査

	収穫実施日	H28年3月	H28年7月	H28年8月	H28年10月	H28年11月	H28年12月			
条 件	溶液	100%脱離液	30%脱離液	30%脱離液	30%脱離液	30%脱離液	30%脱離液	食品の	飼料の	
	CO ₂	CCU	CCU	CCU	CCU	CCU	CCU	基準値	基準値	単位
重 金 属	鉛	1.5	0.23	0.22	0.06	0.1	0.12	<1	<7.5	ppm
	カドミウム	0.53	0.04	0.02	0.01	0.02	0.02	<0.4	<3	ppm
	ヒ素	0.94	0.11	0.2	0.25	0.19	0.13	<1	<7	ppm
	水銀	0.14	0.01未満	0.01未満	0.01未満	0.01未満	0.01未満	<0.4	<1	ppm
	クロム	1.4	0.2	1	0.03	0.06	0.04	規定なし	規定なし	ppm
	スズ	1.5	0.35	0.2	0.05	0.03	0.04	<150	規定なし	ppm
	ニッケル	0.75	0.92	0.34	0.18	0.18	0.11	規定なし	規定なし	ppm
生 菌 数	一般細菌群	590,000	52,000	83,000	1,100,000	410,000	940,000	<3,000~ 100,000	規定なし	CFU/g
	大腸菌群	陰性	陰性	陰性	陰性	陰性	陰性	陰性であること	陰性であること	CFU/g
	サルモネラ菌	陰性	陰性	陰性	陰性	陰性	陰性	陰性であること	陰性であること	CFU/g

※赤字：「食品」の基準値を超過する

4) 微細藻類の乾燥方法の検討

前項より、大腸菌等の病原性細菌は検出されなかったものの、一般細菌数は高い数値を示した。これは、脱水分離液中に元々存在していた細菌が、ユーグレナの培養に用いる酸性培地中でも死滅せずに残留しているためと考えられる。細菌の持ち込みは脱水分離液を培地として活用する限りは回避が困難であるため、収穫の後段のプロセスで熱処理によって殺菌することが適当である。

スプレードライヤーは 160～200℃の熱風をスプレーノズルより噴霧されたスラリーに吹き付けて乾燥させる。その際に、高温にさらされた細菌が殺処理されると期待される。表 資- 1-29 に、凍結乾燥処理した乾燥藻体と、噴霧乾燥処理した場合の乾燥藻体とで一般細菌数の生菌数を比較した結果を示す。

このように、噴霧乾燥によって生菌数を低減できることがわかったため、実生産規模の設備建設の際の乾燥方法としては噴霧乾燥法を採用する。

表 資- 1-29 乾燥方法による一般細菌数の比較

	一般細菌数 (CFU/g)
凍結乾燥法	52,000 ～ 1,100,000
噴霧乾燥法	37,000 ～ 41,000

5) 藻体回収後の培養上清成分分析と下水道排出基準の比較検証

藻体は遠心分離機を使用して回収するが、その際に生じるろ液は下水処理場へ返流する。そのため、下水処理の負荷増加やその他影響を検討するため、下水道法に定められる排出基準に照らし合わせて各項目の成分分析を行った。

希釈前の脱水分離液原液を用いて微細藻類培養を実施し、14日間培養後の脱水分離液を分析した結果を表 資- 1-30 に示す。BOD が増加していないことから、遠心分離によって微細藻類は濃縮液側にほとんど回収され、培養上清には多く存在しないことがわかる。また、培養後の BOD 値は排出基準値以下であった。フッ素や銅、マンガンが極僅かに増加しているが、測定誤差の可能性もあるため、微細藻類を培養することによる影響ではないと考えられる。りんが顕著に増加しているように見えるが、これは種株を投入する際、種株培養に用いたりんが本培養に持ち越されたためである。以上の理由から、希釈した脱水分離液を用いて培養した場合も、その脱水分離液も増加する項目はないと考えられる。

また、30%希釈の脱水分離液に添加する重金属類も微量であるため、排出基準の範囲内である。基準値の範囲外である pH については、排水前に pH を調整する措置が必要である。

表 資- 1-30 培養上清の水質分析結果と下水道排出基準

区分	項目	単位	排出基準	100%脱水分離液		30%脱水分離液
				培養前	培養後	添加物
有害物質	カドミウム	mg/L	0.03	検出されない	検出されない	—
	シアン	mg/L	1	検出されない	検出されない	—
	有機燐	mg/L	1	—	—	—
	鉛	mg/L	0.1	検出されない	検出されない	—
	六価クロム	mg/L	0.5	検出されない	検出されない	—
	砒素	mg/L	0.1	0.065	0.047	—
	総水銀	mg/L	0.005	検出されない	検出されない	—
	アルキル水銀	mg/L	検出されないこと	検出されない	検出されない	—
	ポリ塩化ビフェニル	mg/L	0.003	検出されない	検出されない	—
	トリクロロエチレン	mg/L	0.1	検出されない	検出されない	—
	テトラクロロエチレン	mg/L	0.1	検出されない	検出されない	—
	ジクロロメタン	mg/L	0.2	検出されない	検出されない	—
	四塩化炭素	mg/L	0.02	検出されない	検出されない	—
	1,2-ジクロロエタン	mg/L	0.04	検出されない	検出されない	—
	1,1-ジクロロエチレン	mg/L	1	検出されない	検出されない	—
	シス-1,2-ジクロロエチレン	mg/L	0.4	検出されない	検出されない	—
	1,1,1-トリクロロエタン	mg/L	3	検出されない	検出されない	—
	1,1,2-トリクロロエタン	mg/L	0.06	検出されない	検出されない	—
	1,3-ジクロロプロペン	mg/L	0.02	検出されない	検出されない	—
	チウラム	mg/L	0.06	検出されない	検出されない	—
	シマジン	mg/L	0.03	検出されない	検出されない	—
	チオベンカルブ	mg/L	0.2	検出されない	検出されない	—

	ベンゼン		mg/L	0.1	検出されない	検出されない	－
	セレン		mg/L	0.1	0.003	0.001	－
	ほう素及びその化合物		mg/L	10	0.1	検出されない	－
	ふつ素及びその化合物		mg/L	8	0.2	0.7	－
	1,4-ジオキサン		mg/L	0.5	検出されない	検出されない	－
環境項目等	総クロム		mg/L	2	検出されない	検出されない	－
	銅		mg/L	3	検出されない	0.02	0.005
	亜鉛		mg/L	2	0.026	0.14	－
	フェノール類		mg/L	5	0.046	0.005	－
	鉄（溶解性）		mg/L	10	1	0.94	0.6
	マンガン（溶解性）		mg/L	10	0.11	0.22	0.5
	生物化学的酸素要求（BOD）		mg/L	300	100	16	－
	浮遊物質（SS）		mg/L	300	－	－	－
	ノルマルヘキサン抽出物質	鉱油	mg/L	5	3	1.1	－
		動植物油	mg/L	30			
	窒素		mg/L	120	1600	1200	－
	燐		mg/L	16	180	250	－
	pH			5.7を超え8.7未満	3.5	3.5	－
	温度			40℃未満	成り行き	成り行き	－
	沃素消費量		mg/L	220mg/L 未満	－	－	－
備考欄					（実測値）	（実測値）	（添加量より）

藻体回収後のろ液の pH を調整する方法として、48.5%(w/w)苛性ソーダ、pH 調整前の脱水分離液原液、放流水をそれぞれ滴下して pH を調整することを試みた。

結果を図 資・1-42 に示す。薬液コストと添加量から、pH 調整には培養に使われなかった脱水分離液原液を添加することが適当であることが分かった。

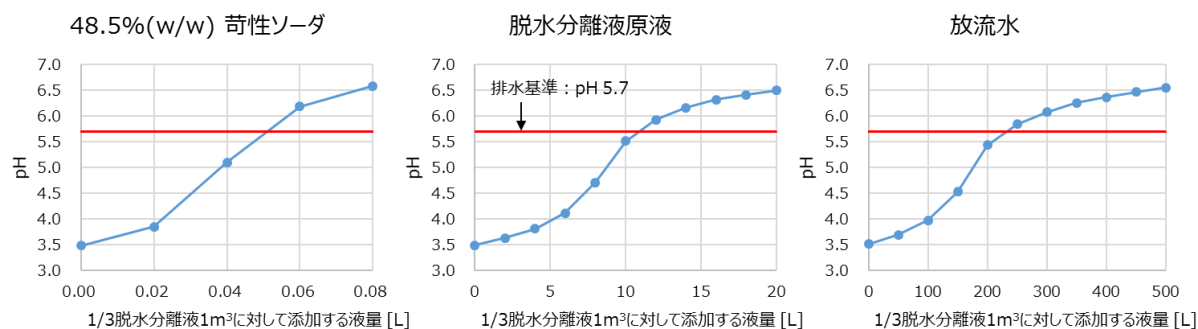


図 資・1-42 藻体回収後のろ液の pH 調整

6) 微細藻類売却方法の検討に向けた法規上の留意点の確認

図 資・1-43 に示すとおり、微細藻類は食品や化粧品をはじめとして、家畜用飼料や水産養殖で用いられる生物餌料の栄養強化剤、農業用肥料、バイオ燃料等、多岐にわたる用途がある。特に微細藻類ユーグレナは、食品及び化粧品としてすでに年間 80 トン、150 億円規模の市場が存在している。この市場規模は、2020 年までに 300 億円以上に拡大することを見込んでいる。

しかしながら、製造工程において下水由来の原料である脱水分離液を用いて培養する場合には、用途に応じて実際に販売するに至るまでにクリアすべき法規上の課題を精査し、安全性試験等必要な試験を実施するべきである。収穫されたユーグレナを食品として販売する場合は、消費者のネガティブなイメージもさることながら、食中毒原因細菌、ウイルス、寄生虫、天然毒素（フグ毒、貝毒）、化学薬品等消費者の健康を害する可能性のあるものについてはよく検査し、食としての安全性を立証する必要がある。ただし、有害重金属の含有量については食品衛生法の基準値以下であることは本実証研究において確認することができた。

家畜用の飼料や、水産養殖用餌料も高付加価値品として販売単価を高く設定できる可能性がある。特に、水産養殖の初期餌料として利用されるワムシやアルテミアといった生物餌料の栄養強化剤に微細藻類が用いられるが、微細藻類を配合したもので 38,000 円/kg の製品が販売されている例もある。ただし、下水で培養した微細藻類の飼料利用については実例が無く、また販売を可能とした場合にも現状の市場規模が概算で 20 トン前後を見込んでいるため、プラントの規模によっては生産された乾燥藻体すべてを売却できない可能性がある。また、乾燥藻体を飼料登録する際に求められる安全性評価として、反復投与毒性試験、世代繁殖試験、発がん性試験等多くのデータを要し、すべての課題をクリアして事業を開始するためには慎重に検討を進める必要がある。

一方で、ユーグレナから抽出した色素を配合した化粧品を製造して販売する場合は、化粧品製造に用いる原料そのものの製造方法や由来については問われず、その他の利用用途に比較して相対的に法規上の課題が少ない。留意する点としては、配合される量に制限のある成分（ポジティブリスト）、配合が禁止される成分（ネガティブリスト）が医薬品医療機器等法（旧薬事法）に規定されているため、それらの成分の含有量について最終製品の化粧品を対象に検査する必要がある。表 資・1-31 に旧薬事法の「化粧品基準」に記載のある全成分のリスト（ネガティブリスト、ポジティブリスト双方を含む）を示す。いずれの成分についても、意図しない限りにおいては含有量が多くなるような物質ではないが、脱水分離液中にそれぞれの成分がどれほど含有されるかは不明であるため、最終製品が完成した際に検査を実施して安全性を証明する必要がある。

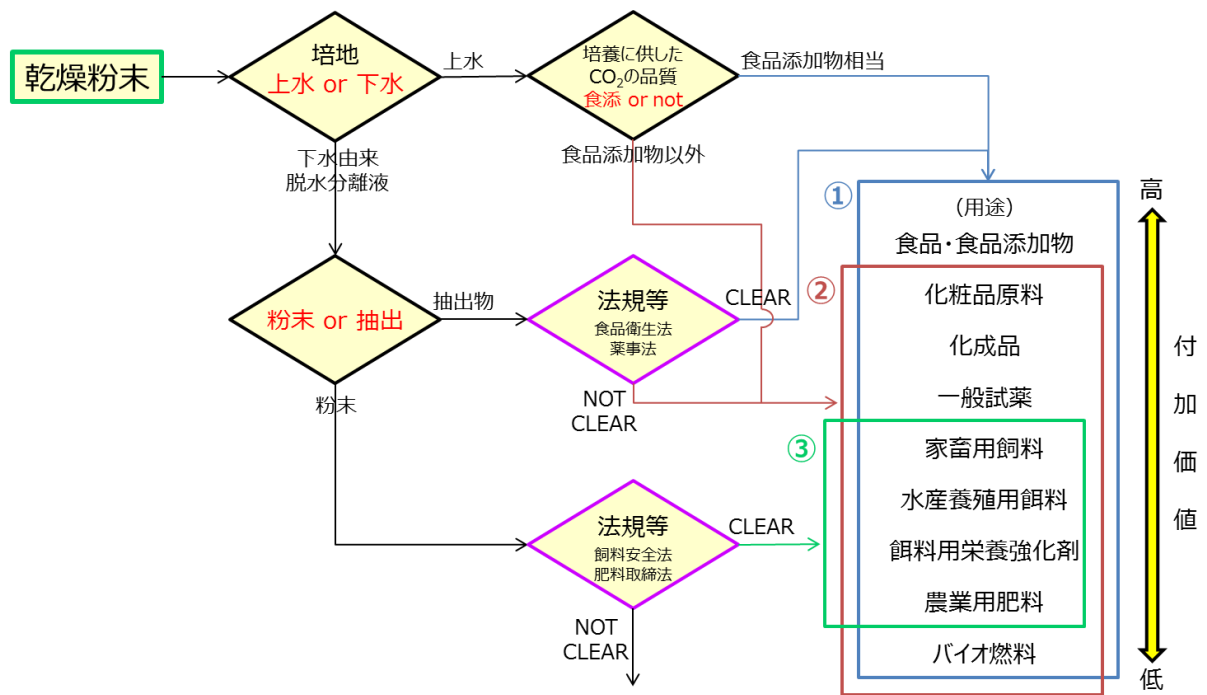


図 資-1-43 ユーグレナの利用用途と関連する法令

表 資-1-31 旧薬事法の「化粧品基準」に記載のある全成分のリスト

	物質名		物質名
1	6-アセトキシ-2,4-ジメチル-m-ジオキサン	16	セレン化合物
2	アミノエーテル型の抗ヒスタミン剤 (ジフェンヒドラミン等) 以外の抗ヒスタミン	17	ニトロフラン系化合物
3	エストラジオール、エストロン又はエチニルエストラジオール 以外のホルモン及びその誘導体	18	ハイドロキノンモノベンジルエーテル
4	塩化ビニルモノマー	19	ハロゲン化サリチルアニリド
5	塩化メチレン	20	ビタミンL1及びL2
6	オキシ塩化ビスマス以外のビスマス化合物	21	ピチオノール
7	過酸化水素	22	ピロカルピン
8	ガドミウム化合物	23	ピロガロール
9	過ホウ酸ナトリウム	24	フッ素化合物のうち無機化合物
10	クロロホルム	25	プレグナンジオール
11	酢酸プログレノロン	26	プロカイン等の局所麻酔剤
12	ジクロロフェン	27	ヘキサクロロフェン
13	水銀及びその化合物	28	ホウ酸
14	ストロンチウム化合物	29	ホルマリン
15	スルファミド及びその誘導体	30	メチルアルコール

7) 微細藻類の色素含有量の把握と市場性調査

カロテノイド系色素は、アスタキサンチン等に代表されるように抗酸化作用等化粧品機能性を高めるために配合される有用物質である。ユーグレナのカロテノイド含有量を確認するため、LC/MS による定量分析を実施した。

図 資-1-44 及び表 資-1-32 に示すように、ユーグレナ乾燥藻体 1kg 当たりに約 8.2g のカロテノイド系色素が含有されることがわかった。

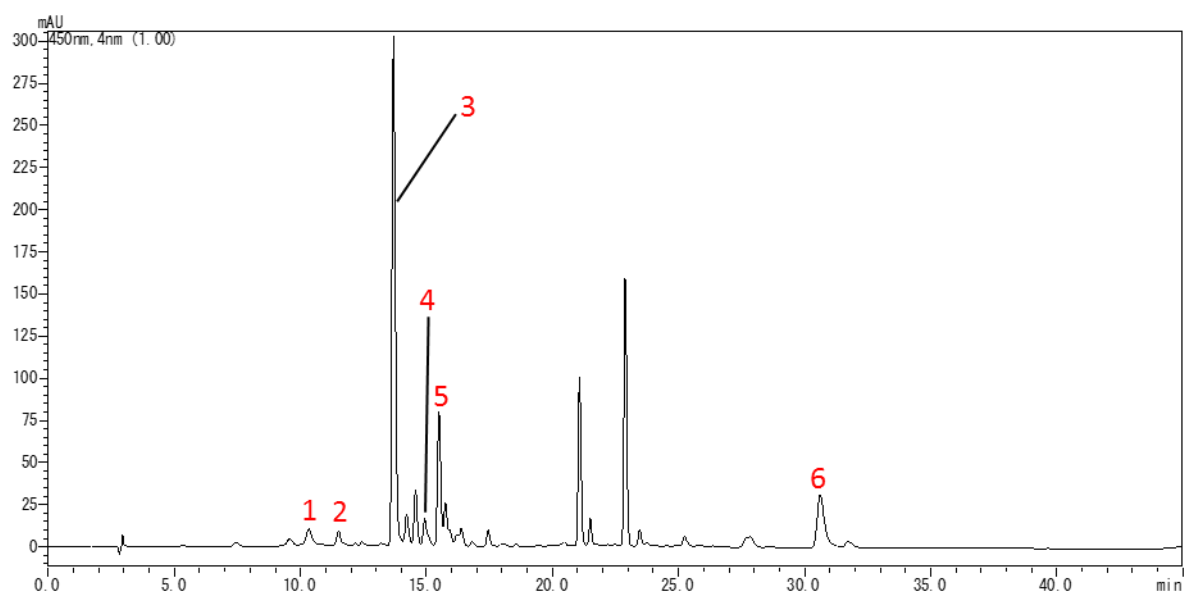


図 資-1-44 LC/MS によるカロテノイドの定量分析

表 資-1-32 乾燥藻体 1kg 当たりに含まれるカロテノイド

カロテノイド含有量		
ピークNo.		[g/kg]
1	色素A	0.5
2	色素B	0.3
3	色素C	5.1
4	色素D	0.2
5	色素E	1.3
6	β-カロテン	0.8
Total		8.2

すでに化粧品添加物として 1.9 トン規模の市場が存在するアスタキサンチンを参考に、ユーグレナから抽出するカロテノイド系色素の市場性を評価する。

表 資-1-33 に示すように、アスタキサンチン全体の市場規模としては、健康食品、化粧

品含め 51.8 トンの市場がある。

表 資- 1-33 アスタキサンチンの市場規模

アスタキサンチンの市場規模	51.8	t
化粧品原料として	3.6	%
重量換算	1.9	t

(※「生物由来有用成分・素材市場徹底調査 2015 年版」より)

ユーグレナ色素の含有率が 0.82%とし、抽出歩留まりを 80%と仮定すると、1.9 トンのユーグレナ色素を得るには乾燥藻体が 289.6 トン必要となる。

下水由来原料である脱水分離液を活用して生産されたユーグレナを実際に販売するためには多くの課題が存在するが、化粧品利用のように、クリアすべき課題の少ない事業分野から開始して販売実績を蓄積しながら徐々に市場規模を拡大しつつ、またそれが消費者の耳目に触れることによって消費者のネガティブなイメージを払拭し、下水由来の原料から製造された有価物が安全でありかつ人々の美容・健康に寄与できるという認識を拡大させることで、飼料等その他の事業分野へ発展する可能性を高め、ひいては下水道事業を魅力ある地産地消の事業創出の場として理解を得るために肝要と考える。

表 資- 1-34 ユーグレナ由来色素の市場規模から推定される乾燥藻体の需要量

ユーグレナ由来色素含有率	0.82	%
ユーグレナ由来色素市場規模	1.9	t
抽出歩留まり	0.8	(仮定値)
ユーグレナ乾燥粉末需要量	289.6	t

1.5.3. 付帯技術（汚泥可溶化技術）

(1) 平成 27 年度実証試験の概要

① 試験工程

汚泥破碎装置の最適運転条件を設定するための試験を平成 28 年 1 月 7 日～11 日に行い、最適運転条件を設定した。そのうえで、1 月 12 日～2 月 22 日の期間で混合濃縮汚泥の約 30%を可溶化処理する実証試験を実施した。

② 試験条件と最適運転条件

汚泥破碎装置の運転周波数を 50Hz～65Hz の範囲、汚泥処理量 3.5～4.5 m³/h の範囲で振って試験し、最適条件を検討した。その結果を表 資・1-36 及び図 資・1-45 に示す（これらは、平成 27 年度のデータを再整理して、記載内容の見直しを行ったものである）。

未処理汚泥と可溶化処理汚泥の汚泥濃度（SS）を測定した結果、SS 減少率が高かった以下の条件を運転最適条件範囲として選定した。

なお、65Hz の場合は、機器に負担がかかるので、条件からは除外した。また、汚泥処理量を 3.0m³/h とした場合は、日量 80m³/日の処理ができないため、効果は高いが運転条件から除外した。

表 資・1-35 運転最適条件範囲

運転周波数	55～60Hz
汚泥処理量	3.5～4.0 m ³ /h

表 資・1-36 各条件の SS 減少率（未処理汚泥・可溶化処理汚泥）

	3.0m ³ /h	3.5m ³ /h	4.0m ³ /h	4.5m ³ /h
50Hz	2.5%	2.6%	2.7%	2.0%
55Hz	5.9%	3.0%	4.8%	1.3%
60Hz	3.8%	4.8%	4.6%	2.5%
65Hz	5.1%	3.8%	3.8%	3.8%



図 資-1-45 運転周波数50～65Hzにおける汚泥投入量に対するSS減少量

③ 実証成果

平成 27 年度実証試験成果を表 資- 1-37 に示す。

表 資- 1-37 平成 27 年度実証試験成果

評価項目		目標値	試験結果(平均値)
ガス発生量の増収効果	消化ガス増加率	現地：10～20%	・ 現地において過去 5 年の平均値比約 15% 増加
汚泥減量効果	VS 分解率	消化ガス増加率と同等	・ 過去 5 年の平均値と変化なし (約 101%)
消化汚泥性状	脱水性、脱水分離液性状	既設性状同等 (±10%)	・ 高分子：約 4%増加 ・ ポリ鉄：約 2%増加 ・ 脱水汚泥含水率増加 (82.6%→83.0%) ・ NH ₄ -N：20%増加 ・ CODMn：40%減少 ・ T-N：20%減少 ・ T-P：20%減少

④ 課題

平成 27 年度実証試験において、運転期間が 2 月の冬季のみであり、汚泥可溶化効果は長期間での評価が必要である。

そこで、平成 28 年度実証目的は、連続運転時の安定稼働の確認、季節変動の評価、年間を通じた運転における分離回収性能の評価が必要である。

これらを踏まえ、平成 28 年度実証試験は、以下を実施することとした。

◇実機及びラボ試験でのガス発生量増収効果の継続評価

◇可溶化前後での汚泥性状の把握、季節変動による影響の確認

◇脱水性(薬注率・含水率)、脱水分離液性状の把握、季節変動による影響の確認

(2) 平成 28 年度実証試験成果

① 試験工程

実証実験スケジュールを図 資- 1-46 に示す。汚泥可溶化に関する実証試験は、季節変動の確認として、夏季（7 月 5 日～9 月 27 日）及び冬季（12 月 14 日～2 月 15 日）に、混合濃縮汚泥の約 30%を対象に行った。なお、以下に示す各評価項目の実証試験結果については、夏季は 8 月 1 日～9 月 27 日の試験結果、冬季は 2 月 1 日～2 月 15 日の試験結果を示している。（9 月は豪雨による流入水の増大により汚泥処理系の運転が不安定であったために 8 月のデータも含めて評価した。冬季は消化処理が安定した 2 月 1 日以降のデータを用いて評価した。）

なお、平成 27 年度に異物混入による可溶化装置の故障が発生したため、夏季運転前に、既設汚泥管からの分岐箇所、簡易的汚泥スクリーンを新たに設け、異物混入を阻止す

る配管ラインとした。

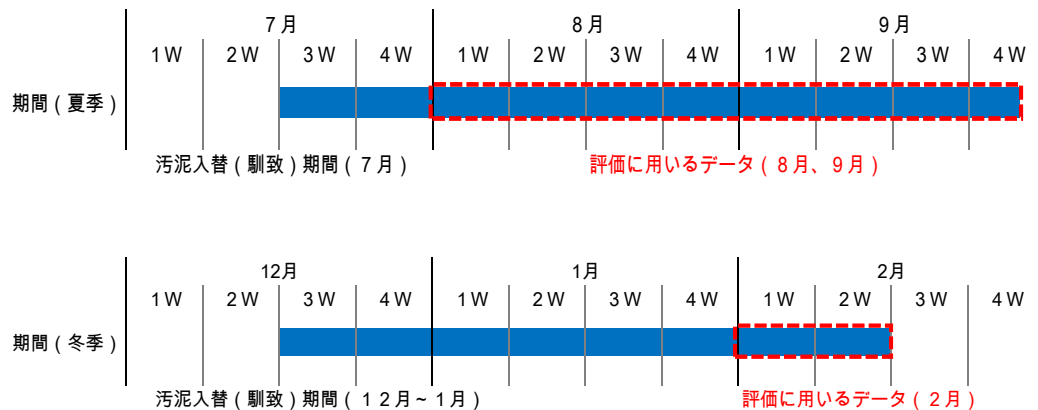


図 資- 1-46 実証試験スケジュール

② 試験条件及び確認項目

本試験では前項により設定した最適条件（運転周波数：55～60Hz、汚泥処理量：3.5～4.0m³/h）にて連続運転を行い、安定した処理及び可溶化効果の確認を行った。確認項目は以下のとおりである。

- ガス発生量の増収効果
- 汚泥可溶化効果
- 温度上昇効果
- 消化汚泥性状（汚泥脱水性、脱水分離液性状）

③ 実証成果

平成 28 年度実証試験成果を表 資- 1-38 に示す。

ガス発生量の増収効果は、処理場の運転状態により変動がみられるが、30%可溶化処理時で過去 5 か年の平均値と比較して 5～15%の増収効果を確認した。

ガス発生量の安定性については、投入 VS あたりのガス発生量において、過去 4 ヶ年の変動係数が 0.088～0.125 であったのに対し、可溶化処理により H27 年度は 0.070、28 年度は 0.078 と小さくなり、発生量の変動が小さくなったことを確認した。

汚泥減量効果は、30%可溶化処理時における VS 分解率は過去 5 か年平均値と比べ同等であることを確認した。

消化汚泥性状は、可溶化処理の影響により、脱水分離液中の汚泥性状は上記の様に変動することが確認された。設備導入の際にはこれらを考慮する必要がある。

また、可溶化設備運転時の汚泥脱水ケーキ含水率、高分子凝集剤薬注率、ポリ鉄注入率は、可溶化設備を運転していない時と大きな変化が見られず、汚泥脱水性への影響が少ないことが確認できた。

表 資- 1-38 平成 28 年度実証試験成果

評価項目		目標値	試験結果(平均値)
ガス発生量の増収効果	消化ガス増加率	現地：10～20%	・ 現地において過去 5 年と比較して 夏季 5～15%増加 冬季 10%増加
ガス発生量の安定化	VS あたりガス発生量の変動係数	既設より変動係数が小さいこと	・ 過去 4 年：0.088～0.125 実験 H27：0.070、H28：0.078
汚泥減量効果	VS 分解率	消化ガス増加率と同等	・ 過去 5 年の平均値と同等
消化汚泥性状	脱水性、脱水分離液性状	既設性状同等（±10%）	・ 高分子：夏・約 8%、冬・約 2%増加 ・ ポリ鉄：夏・同等、冬・約 8%増加 ・ 脱水汚泥含水率：夏・（82.3%→82.9%）、冬・同等

1) ガス発生量の増収効果

平成 28 年 7 月 5 日から 9 月 27 日までの 84 日間及び、平成 28 年 12 月 14 日から平成 29 年 2 月 15 日までの 59 日間、汚泥可溶化施設（4m³/h）の運転を実施した。（消化タンクへの可溶化汚泥投入割合：全体濃縮汚泥の 30%）

ガス発生量の増収については、夏季は、8 月 1 日から 9 月 27 日までの 58 日間、冬季は、2 月 1 日から 2 月 15 日までの 15 日間の消化ガス発生量を投入 VS 当りガス発生量で評価した。この結果、次の知見が得られた。

投入 VS 当りガス発生量は、夏季測定値は、平成 26 年度に比べて 10%、過去 5 年間の平均値に比べ 13%増加した。また、VS 分解率は同等であった。冬季測定値は、平成 26 年度に比べて 12%、過去 5 年間の平均値に比べ 15%増加した。VS 分解率は同等であった。

表 資- 1-39 汚泥可溶化による消化ガス増収効果（夏季（7～9 月）の平均値）

指標	単位	過去の夏季データ（7月～9月）						H28.8 実証値	H28.8実証値比較		※ H28.9 実証値	H28.9実証値比較	
		H23 年度	H24 年度	H25 年度	H26 年度	H27 年度	H23～H27 夏季平均		前年度夏季 比較(%)	過去5ヵ年 比較(%)		前年度夏季 比較(%)	過去5ヵ年 比較(%)
流入水量	m ³ /日	49,780	47,749	52,677	53,909	51,510	51,125	50,325	98	98	58,006	113	113
消化槽投入VS量	t - VS/日	9.09	9.57	9.88	9.9	10.58	9.8	9.68	91	99	10.05	95	103
VS 分解率	%	64.6	66.7	64.5	65.7	66.2	65.5	64.7	98	99	64.4	97	98
ガス発生量	Nm ³ /日	4,822	5,170	5,612	5,612	6,009	5,445	6,054	101	111	5,847	97	107
投入VS当りガス発生量	Nm ³ / t - VS	533	542	569	568	569	555	625	110	113	582	102	105
分解VS当りガス発生量	Nm ³ / t - 分解VS	821	810	881	863	858	847	966	113	114	903	105	107

※9 月は豪雨による流入水の異常増大により汚泥処理系の運転が不安定であったため、8 月のデータも含めて評価した。

表 資-1-40 汚泥可溶化による消化ガス増収効果（冬季（1～2月）の平均値）

指標	単位	H22年度 冬季	H23年度 冬季	H24年度 冬季	H25年度 冬季	H26年度 冬季	H22～H26冬季 平均	※ H29.2 実績値	H29.1～2実績比較	
									前々年度冬季 比較	過去5ヵ年 比較
流入水量	m ³ /日	44,375	48,544	49,668	48,505	49,559	48,130	51,244	104	106
消化槽投入 VS量	t - VS/日	9.88	10.36	10.65	10.59	10.86	10.47	10.77	99	103
VS分解率	%	66.3	68.7	69.2	65.8	68.8	67.8	69.5	101	103
ガス発生量	Nm ³ /日	5,219	5,348	5,574	5,985	5,985	5,622	6,641	111	118
投入VS当り [※] ガス発生量	Nm ³ / t - VS	528	516	523	565	551	537	617	112	115
分解VS当り [※] ガス発生量	Nm ³ / t - 分解VS	801	752	757	860	803	795	982	122	124

※消化タンク発泡減少対策のため、加温装置の運転を変更したことにより発生消化ガス量が低下した。消化が安定した2月1～15日のデータを用いて評価した。

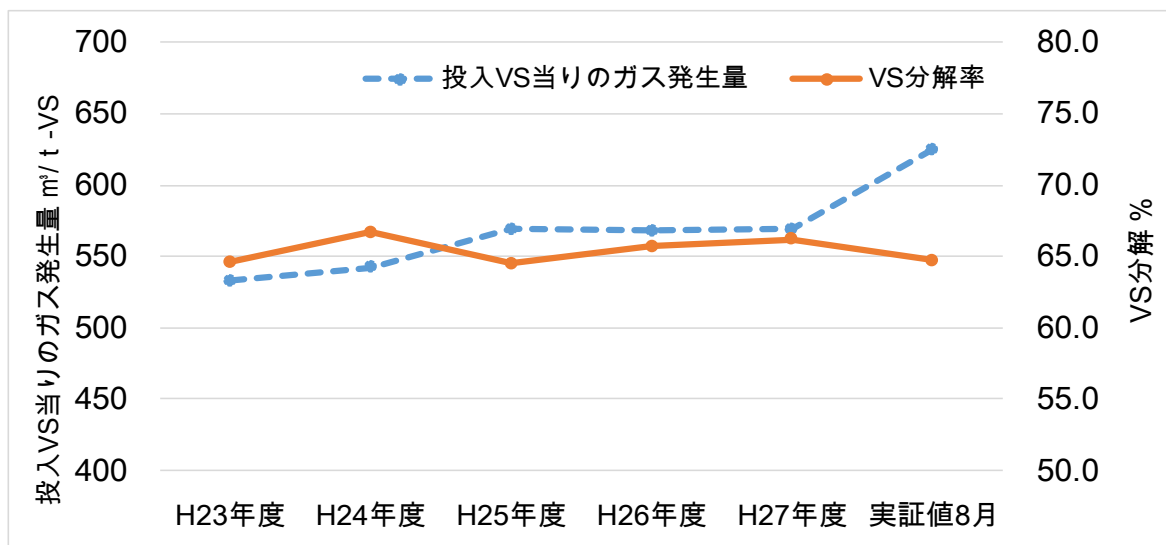


図 資-1-47 汚泥可溶化による消化ガス増収効果（夏季）

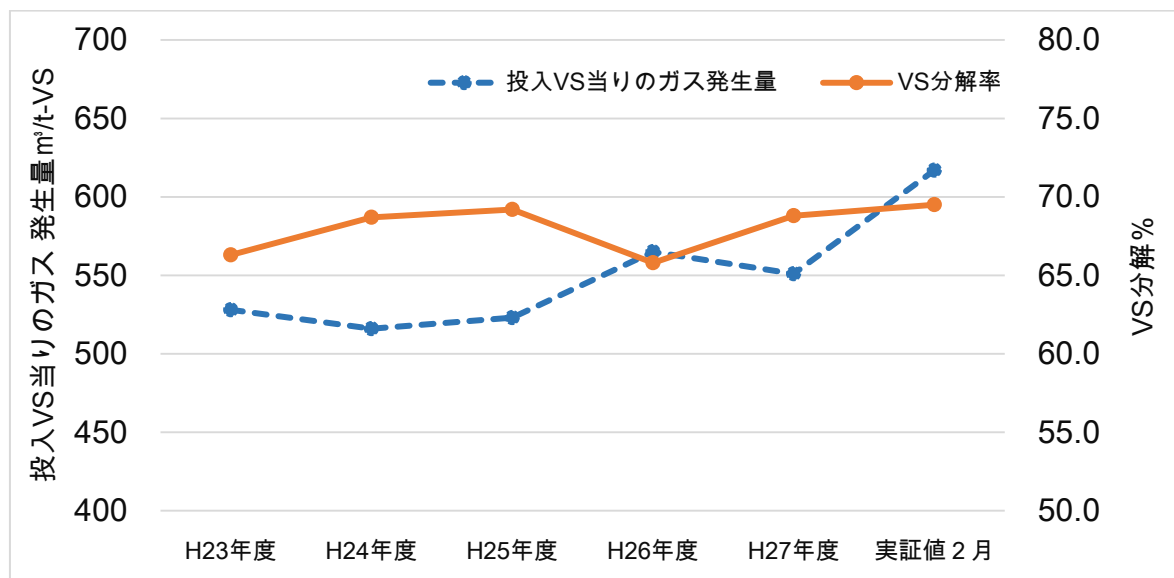


図 資-1-48 汚泥可溶化による消化ガス増収効果（冬季）

2) ガス発生量の安定化

汚泥可溶化による消化ガス発生量の安定化について、可溶化の有無と投入 VS 当たり消化ガス発生量の月平均値と標準偏差を図 資- 1-49 に示し、この両者から算出される変動係数を含めて表 資- 1-41 に整理した。

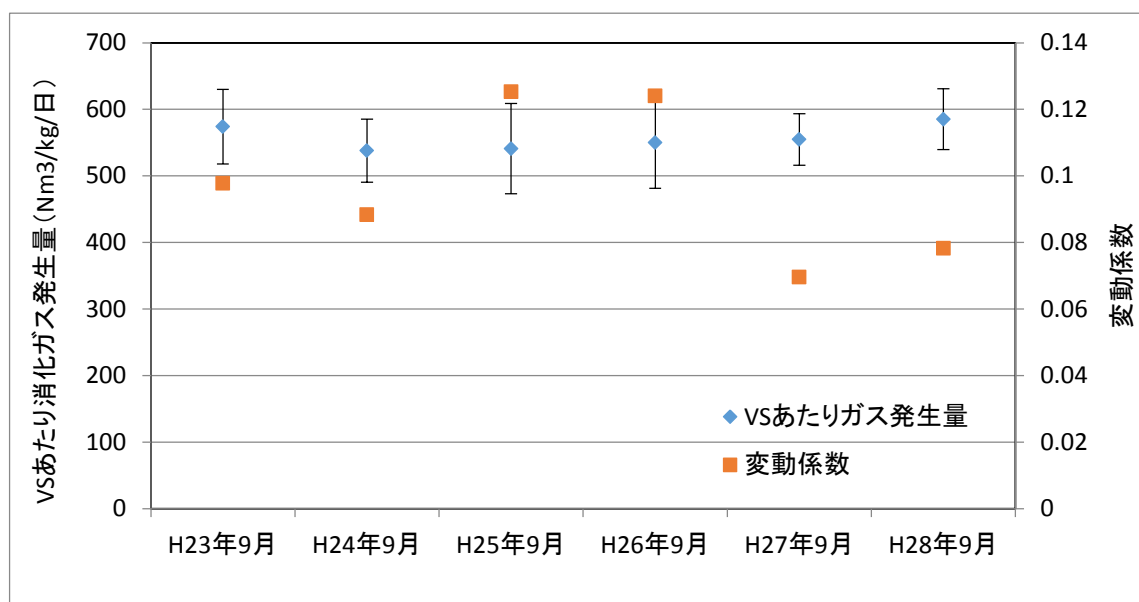
ガス発生量の安定化については、夏期のうち、可溶化汚泥投入開始から 2 ヶ月が経過後の 9 月を対象として、投入 VS あたりガス発生量の変動係数で評価した。なお、冬期は継続期間が短いため、安定性については評価対象外とした。この結果、次の知見が得られた。

平成 23～26 年度の変動係数が 0.088～0.125 であったのに対し、H27 年度は 0.070、28 年度は 0.078 と小さくなり、VS あたりガス発生量の変動が小さく、安定化が図られていることを確認した。

表 資- 1-41 投入 VS あたり消化ガス発生量の変動係数

		月平均値	標準偏差	変動係数
		Nm ³ /kg/日	Nm ³ /kg/日	—
可溶化なし	H23 年 9 月	573.8	56.1	0.098
	H24 年 9 月	537.9	47.5	0.088
	H25 年 9 月	540.9	67.8	0.125
	H26 年 9 月	549.8	68.2	0.124
可溶化あり	H27 年 9 月	554.7	38.6	0.070
	H28 年 9 月	585.2	45.8	0.078

※VS の測定は 2 回/月のため、その平均値を月全体に適用した。



※縦棒は標準偏差を表す。

図 資- 1-49 汚泥可溶化による VS あたり消化ガス発生量安定化の評価

3) 汚泥可溶化効果

汚泥可溶化による SS 減少率を表 資- 1-42 及び図 資- 1-50、図 資- 1-51 に整理した。

汚泥可溶化により、SS は 2.50%～19.51%（平均 5.99%）、VSS は 2.17%～10.2%（平均 3.22%）それぞれ減少した。

表 資- 1-42 汚泥可溶化処理における SS 減少率

減少率	平成 2 8 年度夏季										
	8/3	8/9	8/16	8/30	9/3	9/6	9/8	9/13	9/17	9/24	9/27
SS	3.13%	4.88%	2.63%	7.50%	7.50%	8.33%	5.00%	6.25%	7.14%	6.98%	4.55%
VSS	3.45%	5.26%	2.86%	8.11%	8.11%	8.82%	5.41%	7.14%	5.26%	5.13%	7.32%
減少率	平成 2 8 年度夏季										
	8/3	8/9	8/16	8/30	9/3	9/6	9/8				
TS	5.26%	4.44%	2.17%	6.98%	2.27%	4.76%	2.22%				
VS	3.03%	2.50%	2.44%	10.26%	2.56%	2.70%	2.50%				

減少率	平成 2 8 年度冬季												
	12/14	12/17	12/24	12/27	1/4	1/10	1/21	1/24	1/28	1/31	2/4	2/11	2/15
SS	2.50%	4.65%	4.35%	4.76%	19.51%	2.50%	5.88%	5.13%	7.50%	7.69%	5.41%	5.00%	5.00%
VSS	5.41%	5.00%	6.98%	5.13%	21.05%	2.70%	6.45%	5.56%	8.11%	5.56%	5.88%	5.41%	2.70%

減少率	平成 2 8 年度冬季												
	12/20	12/24	12/27	1/6	1/17	1/21	1/24	1/28	1/31	2/4	2/8	2/11	
TS	2.00%	2.00%	4.08%	4.17%	2.33%	2.44%	2.38%	2.27%	4.55%	4.55%	6.25%	2.17%	
VS	2.22%	2.17%	4.55%	2.33%	2.56%	2.70%	2.63%	2.56%	2.56%	5.00%	6.82%	2.38%	

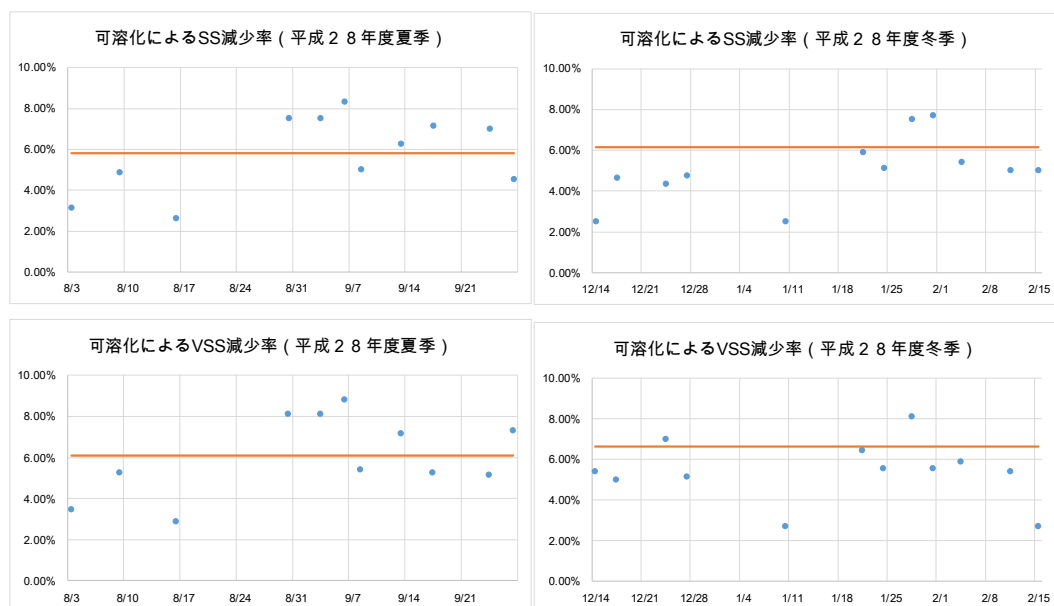


図 資- 1-50 汚泥可溶化処理における SS 減少率及び VSS 減少率

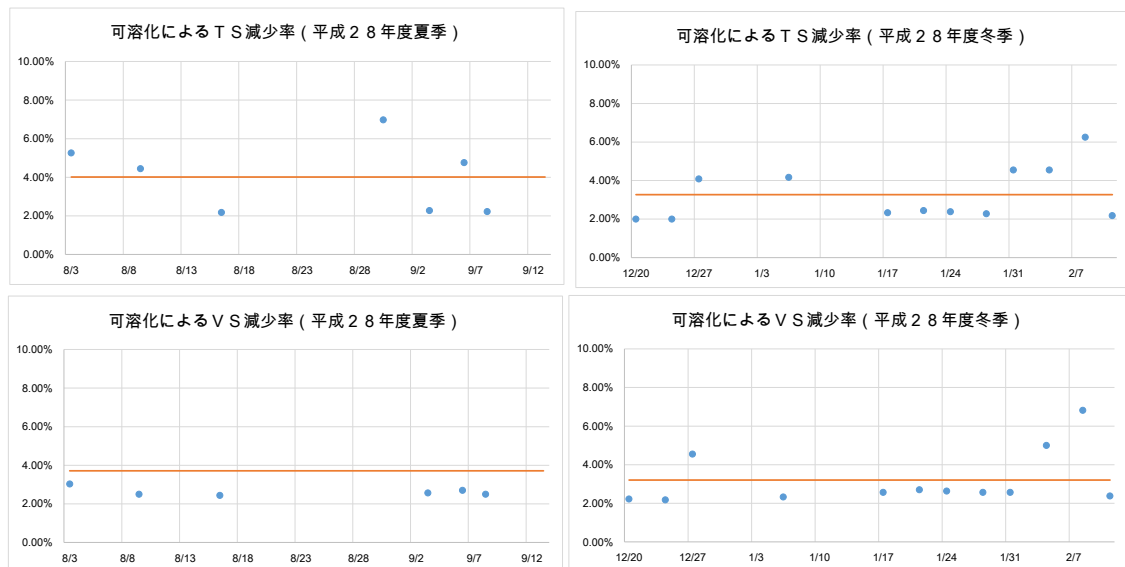


図 資- 1-51 汚泥可溶化処理における TS 減少率及び VS 減少率

4) 温度上昇効果

可溶化施設入口温度と出口温度の差を測定した結果を図 資- 1-52、図 資- 1-53 に示す。夏期は 9.1℃、冬期は 9.0℃、平均 9.1℃上昇した。夏期と比べて冬期は温度上昇効果が大きい結果となった。冬季は 12 月から 2 月にかけて上昇温度が高まっていた。

このことを踏まえて汚泥可溶化装置の I N－O U T での汚泥の平均上昇温度を 9℃と設定した。

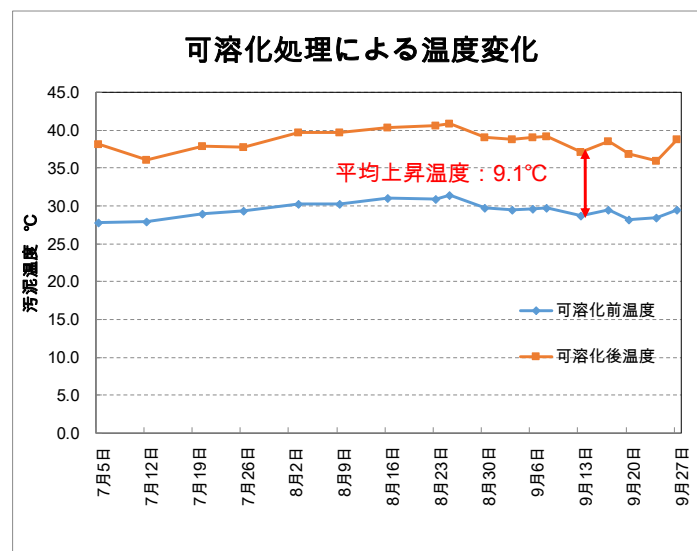


図 資- 1-52 夏期汚泥可溶化処理における温度変化

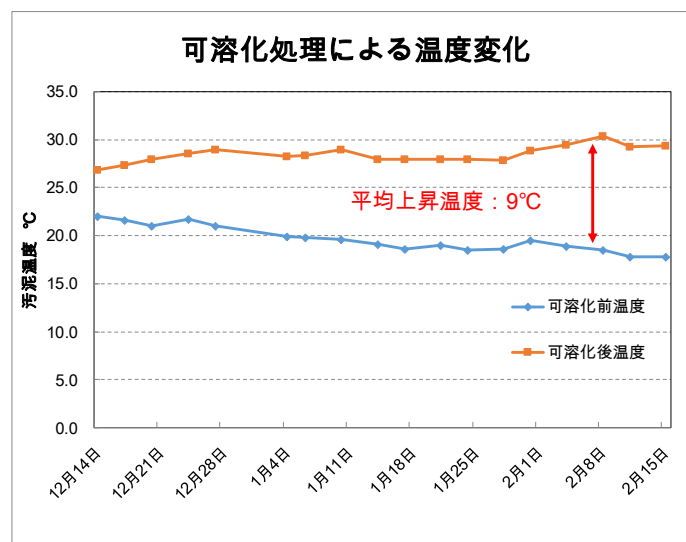


図 資- 1-53 冬期汚泥可溶化処理における温度変化

表 資- 1-43 可溶化による汚泥温度変化（前年度及び平成 28 年度）

	単位	可溶化 処理前汚泥	可溶化 処理後汚泥	上昇温度	季節平均 上昇温度
2月平均	℃	18.5	29.3	11.7	11.7
7月平均	℃	29.0	38.3	9.3	9.5
8月平均	℃	30.4	40.0	9.5	
9月平均	℃	29.0	38.6	9.6	
12月平均	℃	21.6	28.1	6.5	8.98
1月平均	℃	19.1	28.2	9.1	
2月平均	℃	18.6	29.8	11.3	

5) 消化汚泥性状（汚泥脱水性）、脱水分離液性状

汚泥可溶化による消化汚泥性状（汚泥脱水性）及び脱水分離液性状を評価した。

◆汚泥脱水性への影響

汚泥脱水性への影響として、脱水ケーキ含水率、高分子凝集剤注入率、ポリ鉄注入率について、過年度の状況を含めて表 資- 1-44、表 資- 1-45、図 資- 1-54～図 資- 1-56 に整理した。

高分子凝集剤薬注率は、可溶化未運転である前年同月と比べ、冬季は僅かながらの増加（2～4％）であるのに対し、夏季は8％の増加であったが、年間平均では、5％程度の増加であった。ポリ鉄注入率は、可溶化未運転である前年同月と比べ、冬季は増加（2～8％）であるのに対し、夏季は同等であった。年間平均では、4％程度の増加であった。

表 資- 1-44 汚泥脱水処理における薬品注入率（高分子凝集剤薬注率及びポリ鉄注入率）

薬注率 %				ポリ鉄注入率 ppm			
	H26年年度	H27年年度	H28年年度		H26年度	H27年度	H28年度
4月	1.46	1.40	1.41	4月	3,090	4,302	3,489
5月	1.31	1.38	1.34	5月	3,260	4,115	3,627
6月	1.33	1.48	1.37	6月	3,455	4,491	3,506
7月	1.34	1.48	1.32	7月	3,562	4,470	3,789
8月	1.36	1.45	1.43	8月	3,545	4,071	3,984
9月	1.33	1.44	1.56	9月	3,534	4,134	4,135
10月	1.37	1.39	1.72	10月	3,568	3,618	4,101
11月	1.42	1.29	1.60	11月	3,561	3,566	3,959
12月	1.45	1.32	1.57	12月	3,462	3,509	4,091
1月	1.41	1.41	1.58	1月	3,472	3,430	3,963
2月	1.41	1.47	1.44	2月	3,459	3,537	3,746
3月	1.45	1.38		3月	3,401	3,546	

凡例・・・着色：可溶化運転実施月、赤枠：評価対象月

表 資- 1-45 汚泥脱水性（高分子凝集剤薬注率及びポリ鉄注入率：対前年同月比）

対象月	H28/2	H28/9	H29/2
比較月	H27/2	H27/9	H27/2
脱水ケーキ含水率	1.00	1.01	1.00
高分子凝集剤薬注率	1.04	1.08	1.02
ポリ鉄注入率	1.02	1.00	1.08

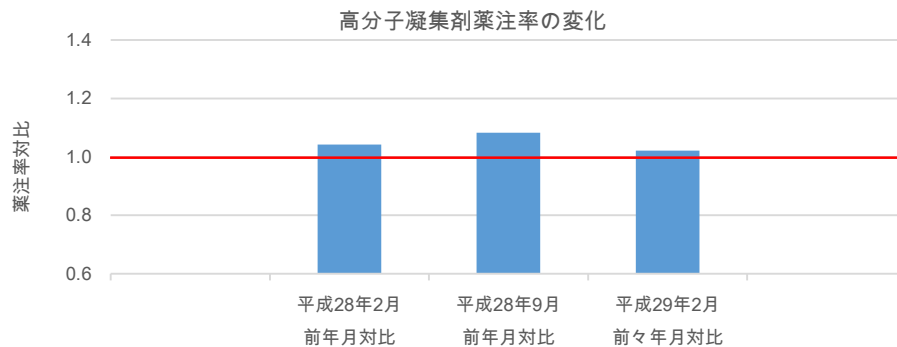


図 資- 1-54 高分子凝集剤薬注率の前年月との比較

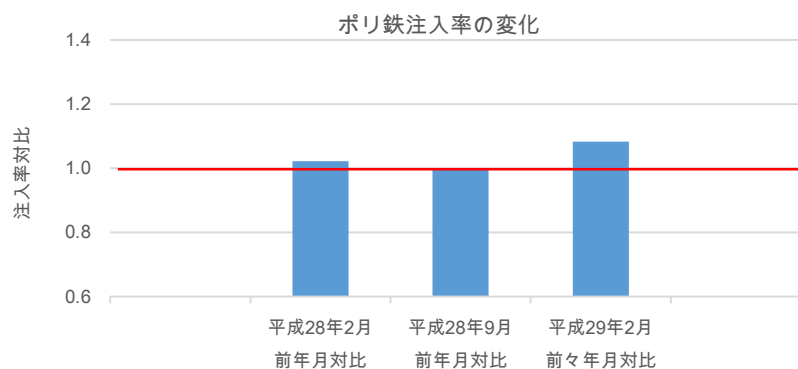


図 資- 1-55 ポリ鉄注入率の前年月との比較

汚泥脱水ケーキ含水率は、可溶化未運転である前年同月と比べ、夏季及び冬季ともに同等の水準であった。

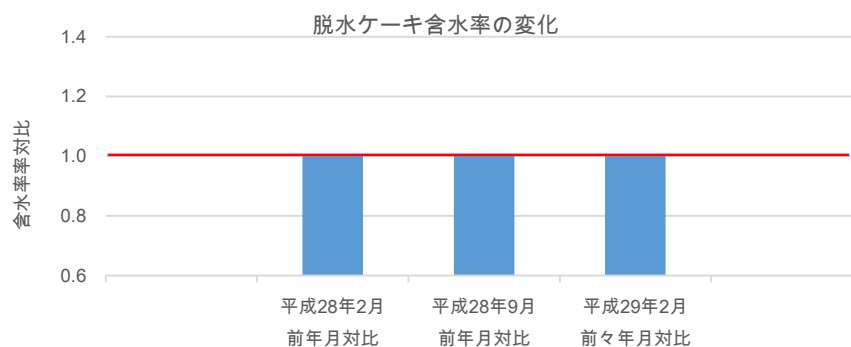


図 資- 1-56 汚泥脱水ケーキ含水率の前年月との比較

消化タンク投入固形物量 (t/日) に対する脱水汚泥量 (t-wet/日) は、可溶化処理を行っていない前年同期の 1.86～2.10 (平均 1.97) に比べ 1.87 と小さくなる傾向がみられた。

◆脱水分離液性状への影響

可溶化前及び可溶化実施期間中の脱水分離液の水質を表 資- 1-46、表 資- 1-47 及び図 資- 1-57、図 資- 1-58 に整理した。

汚泥可溶化による脱水分離液への影響については、 $\text{NH}_4\text{-N}$ が夏：12%、冬：36%高くなった。COD については夏：27%、冬：13%減少した。T-N は夏：20%減、冬：同等、T-P については夏：63%減、冬：10%増であった。

表 資-1-46 可溶化処理による消化汚泥脱水分離液への影響（夏季）
（消化タンク投入汚泥の30%を可溶化処理）

	日付	pH	CODMn mg/L	TS mg/L	T-N mg/L	NH4-N mg/L	T-P mg/L	7/20度 mg/L
試験前 (可溶化なし) H28.6	6月4日	7.7	560	900	1,200	860	140	2900
	6月8日	7.9	1,200	2,600	3,600	1,200	250	3900
	6月11日	7.8	370	270	980	750	110	2500
	6月15日	7.8	480	560	1,500	1,600	150	3800
	6月22日	7.7	310		1,100	1,000	1100	2900
	平均	7.8	584	1,083	1,676	1,082	350	3,200
今回試験 期間 H28.9	9月6日	7.4	310	230	1,300	1,300	120	2300
	9月13日	7.6	370	470	1,400	1,200	120	2700
	9月20日	7.7	570	1,400	1,200	840	110	1900
	9月27日	7.7	460	1,300	1,600	1,500	170	5900
	平均	7.6	428	850	1,375	1,210	130	3,200
比較（可溶化後/可溶化前）		0.98	0.73	0.79	0.82	1.12	0.37	1.00

脱水分離液への影響（夏季）
（可溶化処理後/可溶化導入前）

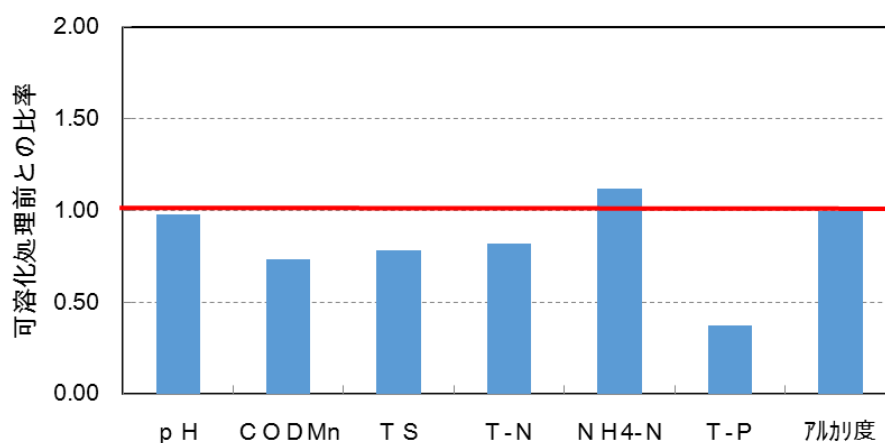


図 資-1-57 可溶化処理による消化汚泥脱水分離液への影響（夏季）
（消化タンク投入汚泥の30%を可溶化処理）

表 資-1-47 可溶化処理による消化汚泥脱水分離液への影響（冬季）

（消化タンク投入汚泥の30%を可溶化処理）

	日付	pH	COD _{Mn} mg/L	T S mg/L	T-N mg/L	NH ₄ -N mg/L	T-P mg/L	アルカリ度 mg/L
試験前 (可溶化なし) H28 11-12	11月9日	7.7	1,700	4,000	1,900	1,200	300	3,400
	11月22日	7.8			2,400	570	140	2,700
	12月14日	7.8	590	1,200	1,800	960	200	3,100
	平均	7.8	1,145	2,600	2,033	910	213	3,067
今回試験 期間 H28.12 ～ H29.2	12月20日	7.5	500	1,200	3,500	1,100	99	2,400
	1月6日	7.6	1,300	2,900	2,200	1,200	170	3,500
	1月17日	7.7	1,300	3,100	2,100	1,300	270	3,700
	1月21日	7.7	1,700	4,200	2,700	1,300	360	4,100
	1月28日	7.7	1,300	3,300	2,900	1,400	340	3,900
	1月31日	7.7	960		2,600	920	220	3,500
	2月4日	7.7	950	1,800	2,300	1,300	280	3,900
	2月8日	7.9	530	510	2,000	1,300	230	3,700
	2月15日	7.8	470	440	1,600	1,300	140	3,400
	平均	7.7	1,001	2,181	2,433	1,236	234	3,567
比較（可溶化後/可溶化前）		0.99	0.87	0.84	1.20	1.36	1.10	1.16

脱水分離液への影響（冬季）

（可溶化処理後/可溶化導入前）

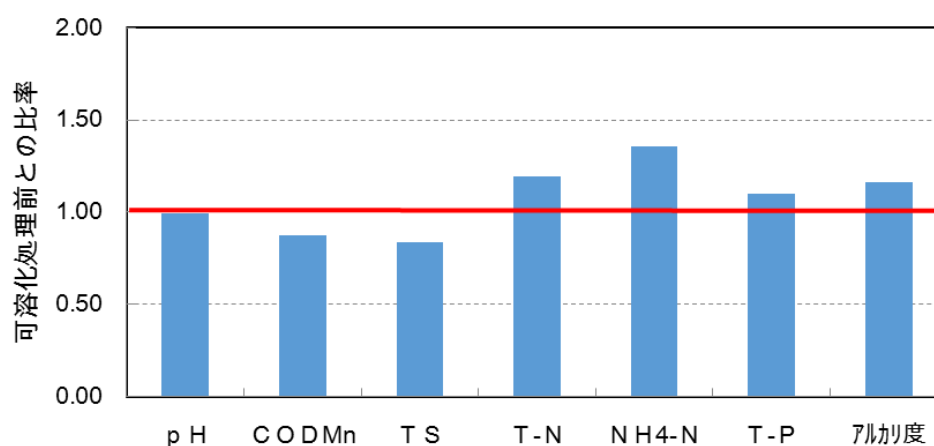


図 資-1-58 可溶化処理による消化汚泥脱水分離液への影響（冬季）

（消化タンク投入汚泥の30%を可溶化処理）