

東南アジア地域のアグロインダストリー廃水を
対象とした水処理施設からの温室効果ガス排出量評価
および廃水処理技術の開発

平成 27 年 3 月

谷 川 大 輔

【論文の内容の要旨】

本論文は、「東南アジア地域のアグロインダストリー廃水を対象とした水処理施設からの温室効果ガス排出量評価および廃水処理技術開発」と題し、全8章から成る。

第1章では、本研究の意義と目的について述べ、論文の構成について記述した。

第2章では、東南アジア地域における主要なアグロインダストリーの概要、同産業における廃水処理システムの現状および課題、同地域へのCDM事業の展開状況等についてまとめた。

第3章では、マレーシアのパーム油工場内の廃水処理システムからの温室効果ガス排出量の評価を行った。調査の結果、温室効果ガスであるメタンが廃水1 m³処理当たり、0.351 t-CO₂e/m³-wastewater (ww) 排出されていることが確認され、既報よりも高い結果が得られた。また、本研究で実施した調査方法により、廃水処理システム内の温室効果ガス排出量の詳細な分布が明らかとなった。

第4章では、タイの天然ゴム製造工場内の廃水処理システムからの温室効果ガス排出量の評価を行った。廃水処理システム内で除去された有機物量から排出されるメタンの量を算出したところ、0.0095 t-CO₂e/m³-ww となり、第3章で確認された値の1/35であった。

第5章では、ベトナムの天然ゴム製造工場内の廃水処理システムからの温室効果ガス排出量の評価を行った。作成したバイオガスサンプラーにより、排出される温室効果ガス量を実測したところ、同工場内の廃水処理システムから排出される温室効果ガスの内、二酸化炭素の298倍の温室効果を有する亜酸化窒素が約65%を占めており、廃水1 m³処理当たりの温室効果ガス排出量は0.152 t-CO₂e/m³-ww となり、第4章で算出した値の16倍高い値となった。従って、亜酸化窒素を考慮した場合、天然ゴム産業もCDM事業展開と対象となる可能性が示唆された。

第6章では、パーム油、天然ゴム産業から排出される廃水中の成分の内、嫌気性処理において分解の律速段階や阻害となりうる、固形分、脂質、硫酸塩の処理および有効利用法の検討を行った。固形分・脂質に関しては、嫌気性バツフル反応器 (Anaerobic Baffled Reactor: ABR) を用いることで、廃水中からスカムとして分離・回収後、燃焼処理が可能であることが確認された。硫酸塩は、天然ゴム製造工場廃水の主成分である有機酸の蓄積制御および分解促進に有効であることが明らかとなり、硫酸塩還元とメタン生成を分離可能な2槽式の嫌気性システムが有効であることが示唆された。

第7章では、パーム油、天然ゴム産業に対して適用可能な廃水処理システムを提案し、実証試験結果によりシステム導入効果の評価を行った。パーム油産業についてはABRを主体とした廃水処理システム、天然ゴム産業については2槽式の上向流嫌気性汚泥床 (Up-flow Anaerobic Sludge Blanket: UASB) と下降流懸垂型スポンジ (Down-flow Hanging Sponge) を組み合わせた廃水処理システムを現地の工場内に設置し、連続試験を実施した。その結果、両産業共に、開発処理システムを導入することにより、現状のシステムよりも優れた最終処理水質を得られると共に、温室効果ガス排出量および廃水処理に掛かるコストを大幅に削減可能となることが確認され、開発システムの有効性が示唆された。

第8章では、本研究で得られた知見を総括し、東南アジア地域のパーム油、天然ゴム産業に適用可能な廃水処理システムの提案を行った。

以上のように、本論文は、東南アジア地域におけるアグロインダストリーの廃水処理の現状、温室効果ガスの排出量、廃水種による温室効果ガス排出特性に関する重要な基礎的知見を多く得ており、同地域の同産業を対象とした CDM 事業展開の促進や同地域の水質環境の保全に大きく貢献できるものと考えられる。

【 目 次 】

第 1 章 序論

1.1 研究の背景と目的	1
1.2 論文の構成	2
第 1 章 参考文献	3

第 2 章 既往の知見

2.1 緒論	4
2.2 東南アジア地域における主要なアグロインダストリー	4
2.3 パーム油産業における廃水処理システムの現状	6
2.4 天然ゴム産業における廃水処理システムの現状	9
2.5 廃水処理過程から排出される温室効果ガス	12
2.6 東南アジア地域のアグロインダストリーにおける CDM 事業の展開	15
2.7 小括	17
第 2 章 参考文献	17

第 3 章 マレーシアパーム油産業における廃水処理システムからの温室効果ガス排出量

3.1 はじめに	25
3.2 実験方法	26
3.2.1 調査対象工場およびラグーンシステムの概要	26
3.2.2 水質分析	27
3.2.3 バイオガス発生量測定方法	27
3.2.4 メタン生成活性試験	29
3.3 実験結果および考察	29
3.3.1 ラグーンシステムにおける POME 処理	29
3.3.2 ラグーンシステムから排出されるバイオガス	30
3.4 小括	36
第 3 章 参考文献	37

第 4 章 タイ天然ゴム産業における廃水処理システムからの温室効果ガス排出量

4.1 はじめに	39
4.2 実験方法	39

4.2.1	調査対象工場およびポンドシステムの概要	39
4.2.2	水質分析	41
4.2.3	温室効果ガス排出量の算定	41
4.3	実験結果および考察	41
4.3.1	ポンドシステム内における有機物分解挙動	42
4.3.2	ポンドシステムにおける電力消費由来の温室効果ガス排出量	42
4.3.3	ポンドシステムにおけるメタン生成由来の温室効果ガス排出量	44
4.4	小括	45
第4章	参考文献	46
第5章 ベトナム天然ゴム産業における廃水処理システムからの温室効果ガス排出量		
5.1	はじめに	47
5.2	実験方法	48
5.2.1	調査対象工場および廃水処理システムの概要	48
5.2.2	水質分析	50
5.2.3	バイオメタンポテンシャル (Biomethane Potential: BMP) の評価	51
5.2.4	開放型嫌気性廃水処理システムからの温室効果ガス排出量の評価	51
5.3	実験結果および考察	53
5.3.1	各工場における廃水処理システムの性能評価	53
5.3.2	各工場廃水の BMP 評価	56
5.3.3	開放型嫌気性廃水処理システムからの温室効果ガス排出量の評価	58
5.4	小括	68
第5章	参考文献	68
第6章 固形分・脂質および硫酸塩を含む廃水の嫌気性処理特性		
6.1	はじめに	70
6.2	実験方法	70
6.2.1	嫌気性バツフル反応器による厨房廃水からの固形分・脂質の回収性能の評価	70
6.2.2	VFA の蓄積・分解に与える硫酸塩の影響評価	71
6.2.3	活性試験	72
6.2.4	プロピオン酸分解に対する初期硫酸塩濃度・初期水素分圧の影響評価	72
6.2.5	分析方法	72
6.3	実験結果および考察	72
6.3.1	嫌気性バツフル反応器による厨房廃水からの固形分・脂質の回収性能の評価	72

6.3.2	VFA の蓄積・分解に与える硫酸塩の影響評価	74
6.3.3	プロピオン酸分解に対する初期硫酸塩濃度・初期水素分圧の影響評価	76
6.4	小括	78
第6章	参考文献	78
第7章 東南アジア地域のアグロインダストリーに適用可能な廃水処理システムの提案		
7.1	はじめに	79
7.2	実験方法	79
7.2.1	嫌気性バッフル反応器による POME の処理性能評価	79
7.2.2	2 槽式 UASB-DHS システムによる天然ゴム製造工場廃水の処理性能評価	80
7.2.3	提案システムと現行システムの比較および提案システム導入効果の評価	81
7.2.4	分析方法	83
7.3	実験結果および考察	83
7.3.1	嫌気性バッフル反応器による POME の処理性能評価	83
7.3.2	2 槽式 UASB-DHS システムによる天然ゴム製造工場廃水の処理性能評価	86
7.3.3	提案システムと現行システムの比較および提案システム導入効果評価	88
7.4	小括	94
第7章	参考文献	95
第8章 総括		
8.1	東南アジア地域のアグロインダストリー廃水処理システムの性能および温室効果排出量	97
8.1.1	パーム油産業	97
8.1.2	天然ゴム産業	97
8.2	提案システムの廃水処理性能と導入効果	99
8.2.1	パーム油産業	99
8.2.2	天然ゴム産業	100
8.3	各産業に対する適切な廃水処理システムの選定	101
8.4	終わりに	103

発表論文

謝辞

第1章 序論

1.1 研究の背景と目的

地球温暖化は気候変動の大きな要因とされており、それらに起因して、海水面の上昇、生物種の減少、熱帯雨林の減少および大規模な水害・土砂災害の頻発等、様々な地球規模の環境問題が発生している(中北と宮宅, 2013). 一方、地球温暖化に対し、温室効果ガスの排出抑制を柱とする国際的な取り組みが進められている。しかしながら、日本の排出削減義務の達成に対して、国内における削減努力だけは、目標達成が極めて困難な状況にある。また、温室効果ガス排出量の削減義務を持たない発展途上国では、経済発展に伴い温室効果ガス排出量も増加しており、それらに対する対策も遅れているのが現状である。

発展途上国における基幹産業アグロインダストリーでは、一般に生産工程だけでなく、廃水・廃棄物処理・処分過程において、大量の温室効果ガスが放出されている。また、簡易な廃水処理システムを採用している場合がほとんどで、不十分な処理による放流先での汚染や地下水浸透に伴う地下水汚染、嫌気化による悪臭等の環境問題も多数顕在化しており、適切かつ合理的な廃水処理システムの開発が求められている。

発展途上国の環境改善の為に技術導入を念頭において、日本等の先進諸国による政府開発援助(Official Development Assistance: ODA)により、現地へ先進国が有する最新の環境技術の導入が進められている。しかしながら、運転・管理に掛かるコストや現地の技術者の知識や経験が不足している点から、継続して使用することが困難となっている。一方、廃水・廃棄物の嫌気性生物処理過程から排出される温室効果ガスであるメタンは、エネルギー源としての利用も可能であり、先進国から適切な技術を導入することにより、温室効果ガス排出量の削減とエネルギーの回収が同時に可能となるメリットを有している。京都議定書で決定されたクリーン開発メカニズム(Clean Development Mechanism: CDM)を適用することで、技術提供をした先進国は、供与先の発展途上国内で削減した温室効果ガス量を買収することが可能となり、先進国・発展途上国双方にとってメリットのある制度となっている(浜中と渡邊, 2011)。しかしながら、CDM事業を展開して行く上で、現在排出されている温室効果ガス量および導入技術による温室効果ガス削減量を適切に評価する必要があるものの、廃水・廃棄物処理過程から排出される温室効果ガスの正確な測定方法は未だ確立されておらず、現状ではIPCCの定める排出係数を用いて温室効果ガス排出量は算出されている(IPCC, 2006)。そこで、本研究では、温室効果ガス排出量の削減やその効果の精度高い評価を行う為、東南アジア地域のアグロインダストリーを対象に廃水処理システム内から排出される温室効果ガス量の測定方法の開発、排出量の測定を行うと共に、温室効果ガス削減の具体的な要素技術としての有機性廃水・廃棄物処理技術の提案と実証試験を行うこととした。

1.2 論文の構成

本論文は、全8章からなる。Fig.-1.1に本論文の構成を示す。第1章は「序論」であり、本研究の背景と目的について述べた。

第2章は、「既往の知見」であり、東南アジア地域のアグロインダストリーにおける廃水処理システムの現状、温室効果ガス排出状況等に関する既往の知見に基づき、現状の課題の抽出および講じられている対策等についてまとめた。

第3章は、「マレーシアパーム油産業における廃水処理システムからの温室効果ガス排出量」であり、マレーシア国内のパーム油工場内の嫌気性ラグーンからの温室効果ガス排出量を現地により測定し、マレーシア国内のパーム油産業廃水処理システムから排出される温室効果ガス量の評価を行った。

第4章は、「タイ天然ゴム産業における廃水処理システムからの温室効果ガス排出量」であり、タイ国内最大の天然ゴムプランテーションを有する工場内の廃水処理システムから排出される温室効果ガスを、廃水処理システムの有機物除去量、消費電力量、余剰汚泥発生量から算出した。

第5章は、「ベトナム天然ゴム産業における廃水処理システムからの温室効果ガス排出量」であり、現地の工場における廃水処理システムの性能評価、システム内保持微生物からのメタン生成ポテンシャルの評価、および小規模な天然ゴム製造工場内の嫌気性廃水処理システムから排出される温室効果ガス排出量を測定した。本章では、温室効果ガスとしてメタンだけではなく、亜酸化窒素にも着目して調査を行い、天然ゴム産業の廃水処理過程から排出される各種温室効果ガスの寄与度を評価した。

第6章は、「固形分・脂質および硫酸塩を含む廃水の嫌気性処理特性」であり、POME中の固形分・脂質の分離・回収方法および、硫酸塩を高濃度を含む天然ゴム製造工場廃水の処理方法の検討を行った。

第7章は、「東南アジア地域のアグロインダストリーに適用可能な廃水処理システムの提案」であり、パーム油産業に対しては嫌気性バッフル反応器 (Anaerobic Baffled Reactor: ABR)、天然ゴム産業に対しては2槽式上向流嫌気性汚泥床 (Up-flow Anaerobic Sludge Blanket: UASB) と下降流懸垂型スポンジ (Down-flow Hanging Sponge: DHS) を組み合わせたシステムを用いてそれぞれ廃水処理性能の評価を行った。それらの結果を用いて、システム導入による処理水質の改善、運転・管理コストの削減量、温室効果ガス排出量の削減量、余剰汚泥削減量、初期建設コスト等の項目から現地への導入可能なシステムの提案を行った。

第8章は、「総括」であり、本研究で得られた結果を総括し、東南アジア地域のアグロインダストリーを対象とした温室効果ガス排出量の削減と適切な廃水処理システムの導入について述べる。

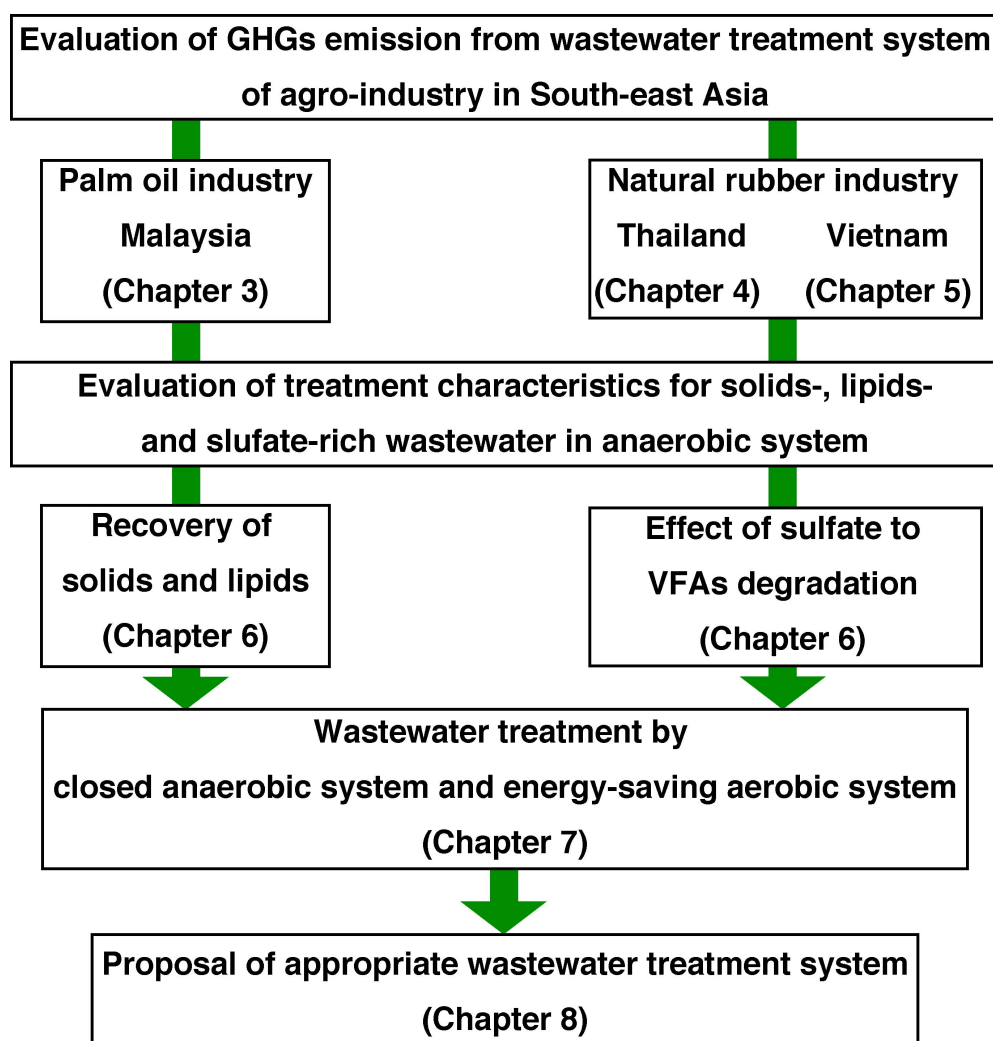


Fig.-1.1 Schematic diagram of this thesis.

第1章 参考文献

IPCC, 2006. Guidelines for national greenhouse gas inventories. In : Eggleston, S., Buendia, L., Miwa, K., Nagara, T. and Tanabe, K. (Eds.). Waste, Wastewater treatment and discharge. Doorn., M. R. J., Towprayoon, S., Vieira, S. M. M., Irving, W., Plmer, C. Pipatti, R. and Wang, C.

中北英一, 宮宅敏哉. 2013. 領域機構モデルを用いた気候変動に伴う梅雨期集中豪雨の将来変化予測に関する研究. 京都大学防災研究所年報, 第 56 号 B, 407-440.

浜中裕徳, 渡邊 正孝. 2011. 気候変動の緩和と適応への取り組みの国際的動向. *KEIO SFC J.* 11 (1), 9-16.

第2章 既往の知見

2.1 緒論

本章では、これまで報告されている東南アジア地域のアグロインダストリーにおける廃水処理システムの現状、温室効果ガス排出状況、現在取り組まれている温室効果ガス削減対策に関してまとめ、考察することにより、研究課題の動向と研究の目的を明らかにする。特に、本章では次の研究事項についてまとめた。次節より、これらの各事項についてまとめ、考察する。

1. 東南アジア地域における主要なアグロインダストリー
2. パーム油産業における廃水処理システムの現状
3. 天然ゴム産業における廃水処理システムの現状
4. 廃水処理過程から排出される温室効果ガス
5. 東南アジア地域のアグロインダストリーにおける CDM 事業の展開

2.2 東南アジア地域における主要なアグロインダストリー

Fig.-2.1 に東南アジア地域における主要な農産物の生産量の推移を示す。東南アジア諸国が世界生産量の上位5位以内に入っている農産物は、生産量が多い順に、キャッサバ、パーム油、天然ゴム、糖蜜の4品目であった (FAOSTAT, 2014)。これらの生産量は、過去10年間で増加傾向が続いており、キャッサバとパーム油は約2倍、天然ゴムと糖蜜は約1.5倍に増加している。Fig.-2.2 に、各主要産物の生産量の世界シェアを示す。パーム油および天然ゴムは、東南アジア諸国で世界シェアのそれぞれ約90%および70%が占められている。一方、キャッサバはアフリカ地域ならびに、糖蜜は中南米地域の世界シェアが高い。従って、パーム油産業および天然ゴム産業は、東南アジア地域に特有のアグロインダストリーであると言える。

近年、パーム油は食用だけでなく、再生可能エネルギーのひとつであるバイオディーゼルの原料としても注目が集まっており、ヨーロッパ等への輸出に向けた需要が増加している。しかしながら、パーム油の供給量を上げる為に既存の森林を伐採し、新たなプランテーションを開発することによってかえって環境破壊を促進してしまうという問題を有している。一方、天然ゴムに関しても、石油資源枯渇問題や地球環境問題の観点から、化石燃料由来の合成ゴムの代替品として注目が集まっており、その需要も増え続けている (藤倉, 2013)。しかしながら、天然ゴムは東南アジア特有の産業であることから、今後の総生産量増加は限られており、化石資源由来の合成ゴムをパラゴムノキ由来の天然ゴムで置き換えて、一時的に石油外天然資源比率を高めることができて、全体としてはかえって将来の天然ゴムの供給不足を早め、結果として天然ゴム価格の高騰やプランテーション開発による森林破壊等に繋がる恐れがあるとされている (北條ら, 2013)。従って、パーム油および天然ゴムの両産業ともに、カーボンニュートラルな

バイオマス資源であるにもかかわらず、過度の生産拡大が環境への負荷を与えてしまう可能性を有しており、生産諸国の経済発展を促進して行く上で、持続可能な生産ならびに廃棄物の処理・処分体制の構築が必要であると考えられる。

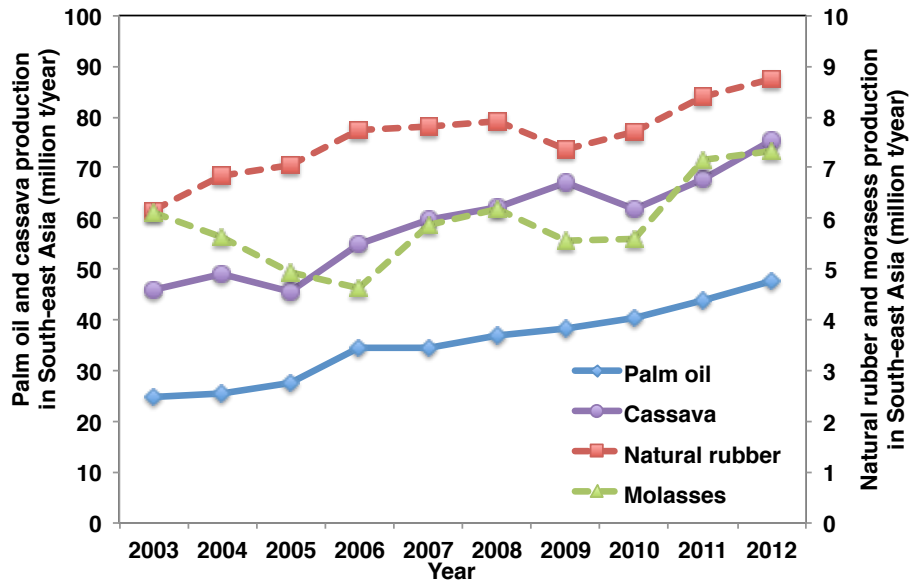


Fig.-2.1 Production of major farm products in South-east Asia.

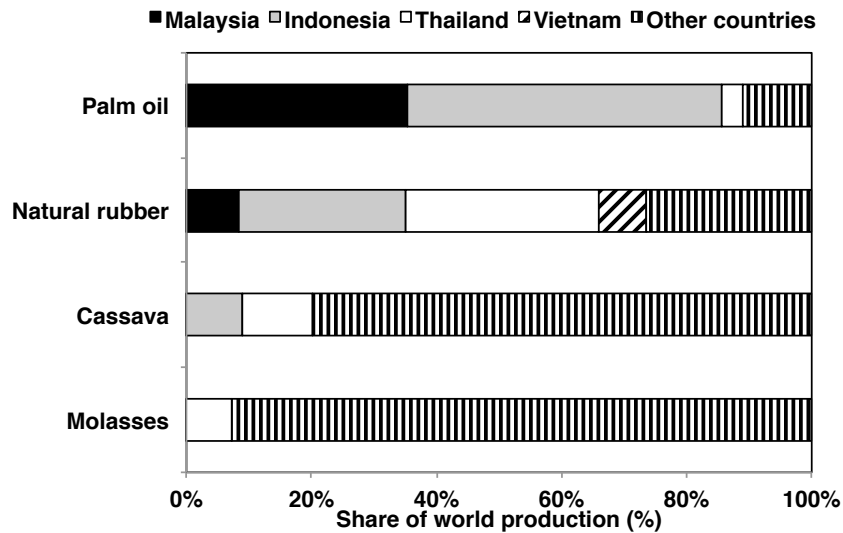


Fig.-2.2 Share of world production of major farm products in South-east Asia.

2.3 パーム油産業における廃水処理システムの現状

マレーシアとインドネシアにおける主要輸出農産物であるパーム油は、この2カ国で世界生産量の約85%に達している (MPOB, 2011). 粗パーム油 (Crude Palm Oil: CPO) を1トン生産する際に、平均で約2.5 m³の廃液 (Palm Oil Mill Effluent: POME) が排出されると言われている (Wong ら, 2009; 白井ら, 2009). POME は、化学的酸素要求量 (Chemical Oxygen Demand: COD) 濃度が30-90 g/L, 浮遊物質 (Suspended Solids: SS) 濃度が10-40 g/L, 脂質濃度が4-8 g/Lであり、固形性有機物および脂質分を多く含む高濃度有機性廃液である (Zinatizadeh ら, 2007; Vijayaraghava ら, 2006; Ahmad ら, 2003; Wood ら, 1979). 現在、マレーシアおよびインドネシアにはパーム油工場が800カ所以上稼働しており、そのほとんどで廃液処理には嫌気性ラグーンが用いられている (Poh & Chong, 2009). この処理法は一般に、100日以上に及ぶ長い水理学的滞留時間 (Hydraulic Retention Time: HRT) を要する為、広大な設置面積が必要となる (Yacob ら, 2006). 一般的なラグーンシステムは開放型である為、POME が嫌氣的に分解されると、最終的に温室効果ガスであるメタンガスが大気中に放出される. 現状でパーム油工場の主たる廃水処理システムはコスト面から嫌気性処理が主体であり、前述のラグーンの他に、嫌気性消化槽、酸生成ラグーンを組み合わせた嫌気性消化槽、後段処理として好気性ラグーンを組み合わせた嫌気性消化槽が用いられている (Igwe & Onyegbado, 2007). Table-2.1 に実規模で稼働している嫌気性の POME 処理システムの性能を示す. ラグーンシステムや開放型嫌気性消化槽では、100日以上長い HRT をかけて処理することで、高い有機物除去能を有している. 一方、密閉型の嫌気性消化槽では、ラグーンシステムの約1/2-1/20まで処理速度が短縮されているが、完全混合型である為、消化槽内の汚泥濃度を高濃度に保持することは困難であることから、高い有機物負荷 (Organic Loading Rate: OLR) による運転は達成されていない. Busu らは、消化槽処理後に沈殿槽を設置し、その沈殿汚泥を消化槽中に循環させることにより、消化槽内の汚泥濃度を高め、他の密閉型嫌気性消化槽と比較して、2-6倍高い OLR での運転を達成している (Busu ら, 2010).

POME の高速処理の試みは、ラボスケール装置で進められている. Table-2.2 にラボスケールの POME 処理システムの性能比較を示す. 高い OLR を達成する為には、HRT とは独立に汚泥滞留時間 (Sludge Retention Time: SRT) をコントロールし、高濃度に系内で生物を保持する必要がある (原田ら, 2004). HRT と SRT を分離可能なシステムである UASB, 膨張汚泥床 (Expanded Granular Sludge Bed: EGSB), ABR, 流動床リアクター (Fluidized Bed Reactor: FBR), 上向流嫌気性汚泥固定膜 (Up-flow Anaerobic Sludge Fixed-film: UASFF), 膜バイオリアクター (Membrane Bioreactor: MBR) 等の研究が進められている (Chan ら, 2009; Poh & Chong, 2009; Wu ら, 2010). FBR, two-stage UASB, UASFF および EGSB では高い OLR での運転が可能であるが、これらのシステムでは流入廃水の濃度を希釈によって調整している為、同様の性能を実工場廃液で得る為には、前処理等、あらかじめ所定量の有機物を除去しておく必要がある. また、いずれのシステムにおいても、現状のシステムと比較して導入コストが高価であり、かつ運転・管理に高い技術力を要するものもある為、これらの技術の実工場への導入は進んでいないのが現状である (Lam & Lee, 2011).

一方、CPO の生産過程で排出される廃棄物や副産物は、エネルギー源としてのポテンシャルを有して

いる。マレーシアのエネルギー省は、パーム油産業が保有する再生可能エネルギー資源としてのポテンシャルは、森林残渣に次いで多く、6億3790万RM/yearと報告している (KeTTHA, 2014)。Fig.2-3 にパーム油の生産工程を示す。パーム油生産過程で排出される主な副産物と廃棄物は、空房 (Empty fruit bunch: EFB)、POME、繊維、種、椰子殻が挙げられる。繊維、種、椰子殻は主にボイラーの燃料として使用されており、発電により工場内で使用する消費電力を賄うことが可能となっている (Yusoff, 2006)。EFBは豊富な栄養を含んでいることから、主にプランテーション内のマルチングに使用されるが、一部は細かく刻み、含水比を50%以下に落とした後にボイラーの燃料としても利用されている。また、POMEの嫌気性消化槽流出汚泥や下水消化汚泥と混合してコンポスト化させる技術も開発されている (Chiew & Shimada, 2013; Sulaiman ら, 2011; Foo & Hameed, 2010; Baharuddin ら, 2009, 2010; Kala ら, 2009)。最も排出量の多いPOMEは、前述の様にラグーン等により処理が成されており、その処理水は多様な栄養塩類を含むことから、プランテーション内の液肥として使用されている。POMEの嫌気性処理過程で生成されるメタンも、エネルギー源としての高いポテンシャルを有しているが、その他の副産物により工場内の消費電力は賄うことが出来ており、一般的にパーム油工場は都市部から離れており、発電した電力を外部に供給する際に掛かる送電施設の建設等のコストが大きくなってしまふ為、メタンを回収可能な密閉型嫌気性処理システムの導入は進んでいないのが現状である。一方、POMEからのエネルギー回収方法として、水素発酵やPOMEの栄養を利用した微細藻類の培養、培養した微細藻類による二酸化炭素固定や微細藻類からのバイオエタノールの生成についての研究も進められている (Azimatun Nur & Hadiyanto, 2013; Lam & Lee, 2011)。従って、今後も有用なバイオマス資源として、POMEの有効利用法についての研究が促進されていくことが予測される。

Table-2.1 System performance of full-scale anaerobic treatment system for POME.

Treatment system	Volume (m ³)	Inlet. COD concentration (g/L)	HRT (days)	OLR (kgCOD/(m ³ .d))	COD removal (%)	Ref.
Open anaerobic digester	3,640 × 6	43	120	0.4	80	Yacob <i>et al.</i> , 2005.
Closed anaerobic digester	2,500 × 3	45-70	18	2.6-3.5	80-85	Tong and Bakar Jaafar, 2005.
Anaerobic lagoon	7,500 × 4	56	160	0.4	98	Yacob <i>et al.</i> , 2006.
Closed anaerobic digester	500	28.9-79.6	7.4	6.0	96	Busu <i>et al.</i> , 2010.
Closed anaerobic digester	3,100 × 4	50-72	48	1.0-1.5	73	Shibuya <i>et al.</i> , 2011

Table-2.2 System performance of laboratory-scale anaerobic treatment system for POME.

Treatment system	Volume (L)	Temperature (°C)	Inlet. COD concentration (g/L)	HRT (days)	OLR (kgCOD/(m ³ .d))	COD removal (%)	Ref.
Completed mixed reactor	2	55	63-73	25	3	83	Chin & Wong, 1983.
Semi-continuous digester	2	35	70	6	13	75	Cail & Barford, 1985.
FBR	1	35	10	0.25	40	78	Borja & Banks, 1995.
Two-stage UASB	12 (1st) 5 (2nd)	35	31	1	30	90	Borja <i>et al.</i> , 1996.
Modified ABR	32	-	16	3	5.3	78	Faisal & Unno, 2001.
UASFF	5	38	35	1.5	23	90	Najafpour <i>et al.</i> , 2006.
EGSB	22	35	35	2	17.5	91	Zhang <i>et al.</i> , 2008.
UASB	1.3	55	50	5	6	92	Fang <i>et al.</i> , 2011.
EGSB	1.5	55	50	5	6	93	Fang <i>et al.</i> , 2011.
Hybrid MBR	100	25	45	1	6	99	Damayanti <i>et al.</i> , 2011.

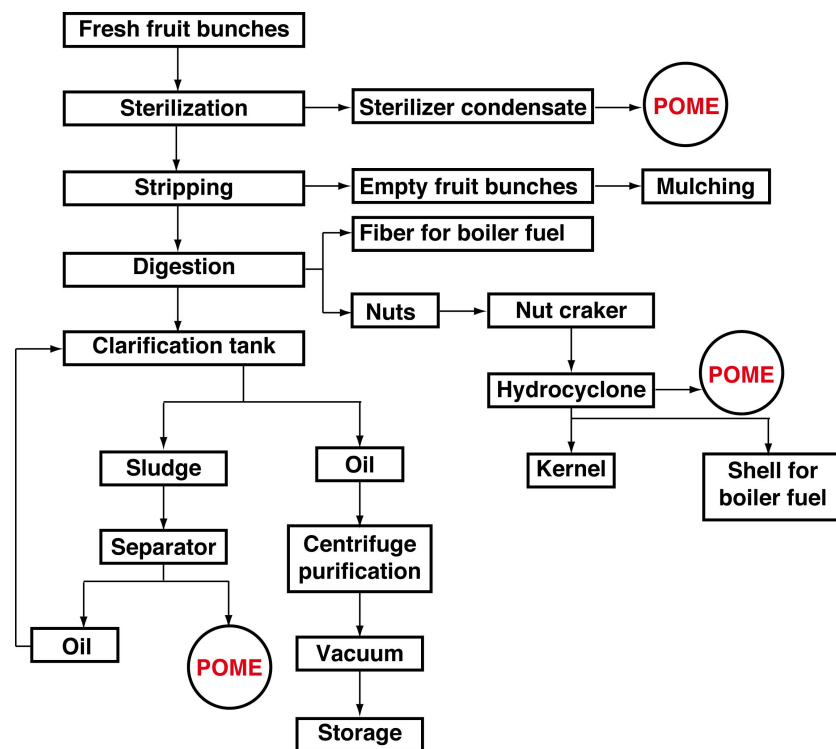


Fig.2-3 Flow diagram of a palm oil mill (Lam & Lim, 2011).

2.4 天然ゴム産業における廃水処理システムの現状

天然ゴムは東南アジア地域に集中したアグロインダストリーであり、タイ、インドネシアおよびマレーシアの3カ国で世界の生産量の60%以上を占めている (Mohammadi ら, 2010). パラゴムノキの樹液として回収される天然ゴムラテックス (Natural Rubber Latex: NRL) は、技術的格付けゴム (Technically Specified Rubber: TSR), 濃縮ラテックス (Concentrate Latex: CL) と視角的格付けゴム (Ribbed Smoked Sheet: RSS) の3種類の原料ゴムに現地で加工され、輸出されている。TSR はベルト等の粘性の高いゴム製品、CL はゴム手袋等の液体のゴムから製造するゴム製品、RSS はタイヤや工業用のゴム部品等の原料として使用されている (Jawjit ら, 2010; Takasakul & Tekasakul, 2006). CL と RSS は NRL からのみ製造されるが、TSR の一部は、NRL を回収するカップの中で凝固したカップランプを用いて生産される。国によって、生産されるゴム製品の比率は異なっており、世界最大の天然ゴム生産国であるタイでは、RSS の生産量が43%と最も比率が高く、続いて TSR が36%、CL が17%となっている (Takasakul & Tekasakul, 2006). また、CL に関しては、世界生産量の約70%がタイで生産されている。一方、近年ゴム産業が急成長を遂げているベトナムでは、全体生産量の88%が TSR であり、CL と RSS はそれぞれ6%ずつの生産比率となっている。Fig.2-4 に各ゴム製品の製造工程を示す。NRL はタッピングにより回収された後、運搬途中における生物分解に起因する pH の低下によるゴムの凝固を防ぐ為、アンモニアが添加される。工場に到着後、TSR および RSS の製造では、NRL を水で希釈した後に、ゴムを凝固する為に酢酸あるいは蟻酸が添加される。前者は NRL に対して体積比で2-3%を添加、後者は1-2%を添加する為、添加量の少ない蟻酸が主として使用されている (Nugyen ら, 2004). 一方、CL は遠心分離により NRL 中の乾燥ゴム分 (Dry Rubber Content : DRC) を60%まで濃縮させるが、その前後にもアンモニアが添加される。また、遠心分離後の上澄み (Skim Latex : SL) 中にも5%程度ゴムが残存している為、硫酸等の強酸を添加して残存ゴム分の回収が行われている。

天然ゴム製品の生産過程において、TSR および RSS では $25\text{-}35 \text{ m}^3/\text{t-product}$ 、ラテックスでは $18 \text{ m}^3/\text{t-product}$ の廃水が排出される (Nguyen & Luong, 2012). Table-2.3 に代表的な廃水組成およびタイ、マレーシア、ベトナムにおける排水基準を示す。Mohammadi らは、タイ、マレーシアを中心とした東南アジア地域の廃水、Nugyen および Nugyen & Luong はベトナムの廃水組成を示している (Nugyen & Luong, 2012; Nguyen, 2011; Mohammadi *et al.*, 2010). 天然ゴム製造工場廃水の特徴として、前述した様に NRL の凝固に有機酸を使用する為、pH が5.0前後の酸性であり、有機酸が主な COD 成分となっている。また、NRL および CL の自然凝固を防ぐ為に、アンモニアを添加して pH を上げる為、廃水中の COD/N 比が20程度と、窒素濃度が高い特徴を有している。CL 廃水は、大量のアンモニアの添加と、それを中和する為に添加される硫酸の影響で、有機物だけでなく窒素および硫黄成分も多く含まれており、3種類の廃水中、最も高濃度廃水となっている (Jawjit ら, 2010; Thongnuekhang & Puetpainboon, 2004). また、ベトナムにおける CL 廃水の有機物濃度および固形物質濃度が高くなっているが、その理由として、ベトナムでは安全性の面から硫酸による SL からのゴム分回収がされていない為、廃水中に残存するゴム分由来の有機物および固形物質が含まれていることが挙げられる。排水基準に着目すると、タイ、マレーシア、ベトナムの

内、ベトナムの基準が最も厳しいことが確認された。ベトナムでは、天然ゴム製造工場を対象とした基準 (QCVN 01 : 2008/BTNMT) を定めており、基準 A は生活用水に利用される水域へ排出する場合、基準 B は生活用水以外に利用される水域へ排出する場合を対象としている。ベトナムのほとんどの工場では、基準 B のみ達成出来ている状況であるが、今後、基準 A の達成が義務づけられるようになってくる為、適切な廃水処理システムの開発が望まれている (Nugyen & Luong, 2012)。

天然ゴム製造工場における廃水処理システムでは、曝気ラグーン法およびポンドシステムが一般的である (Jawjit ら, 2010; Chairapatand & Sdoodee, 2007)。また、ほとんど全ての工場において、廃水処理プロセスの前段にラバートラップおよび調整タンクを有している。曝気ラグーンは、工場から排出された廃水の直接処理だけでなく、嫌気性ポンドや UASB 法の後段処理としても用いられている。しかしながら、開放型システムである曝気ラグーン法やポンドシステムは、温室効果ガスの大気放出や住宅地近郊の工場による地下水汚染および悪臭問題等、多くの課題を抱えている (Smitha ら, 2012; Jawjit ら, 2010; Rattanapan ら, 2009)。最も高濃度である CL 廃水の処理には、現在、曝気ラグーン法や活性汚泥法等の好気性処理が適用されているが、高濃度廃水である為処理にかかるエネルギーやコストが高く、また大量の余剰汚泥が発生することが問題となっている (Jawjit ら, in press)。一方、密閉型の嫌気性システムは、温室効果ガスの大気放出の防止、省エネルギー、メタンをエネルギーとして回収可能、および余剰汚泥発生量が少ない等の利点を有しており、実験室レベルでの研究が進められている。Table 2-4 に、ラボスケールの天然ゴム製造工場廃水の処理性能の比較を示す。天然ゴム製造工場廃水を対象としたラボスケール試験では、最も高濃度の廃水である CL 廃水を対象としたものがほとんどであった。CL 廃水は、有機物、窒素と共に高い硫酸塩濃度を有することを特徴としている。嫌気性条件下において硫酸塩が存在した場合、硫酸塩還元細菌が有機物を分解すると同時に硫化水素が生成され、メタン生成古細菌に阻害を与えることが知られている (Lens ら, 1998)。従って、CL 廃水のように高濃度の硫酸塩を含む廃水の処理を行う場合は、2 槽式のシステムを採用し、前段で硫酸塩還元、後段でメタン発酵を行うことによって、効率的な処理およびメタン生成が可能となる (Kanyarat & Sumate, 2008)。

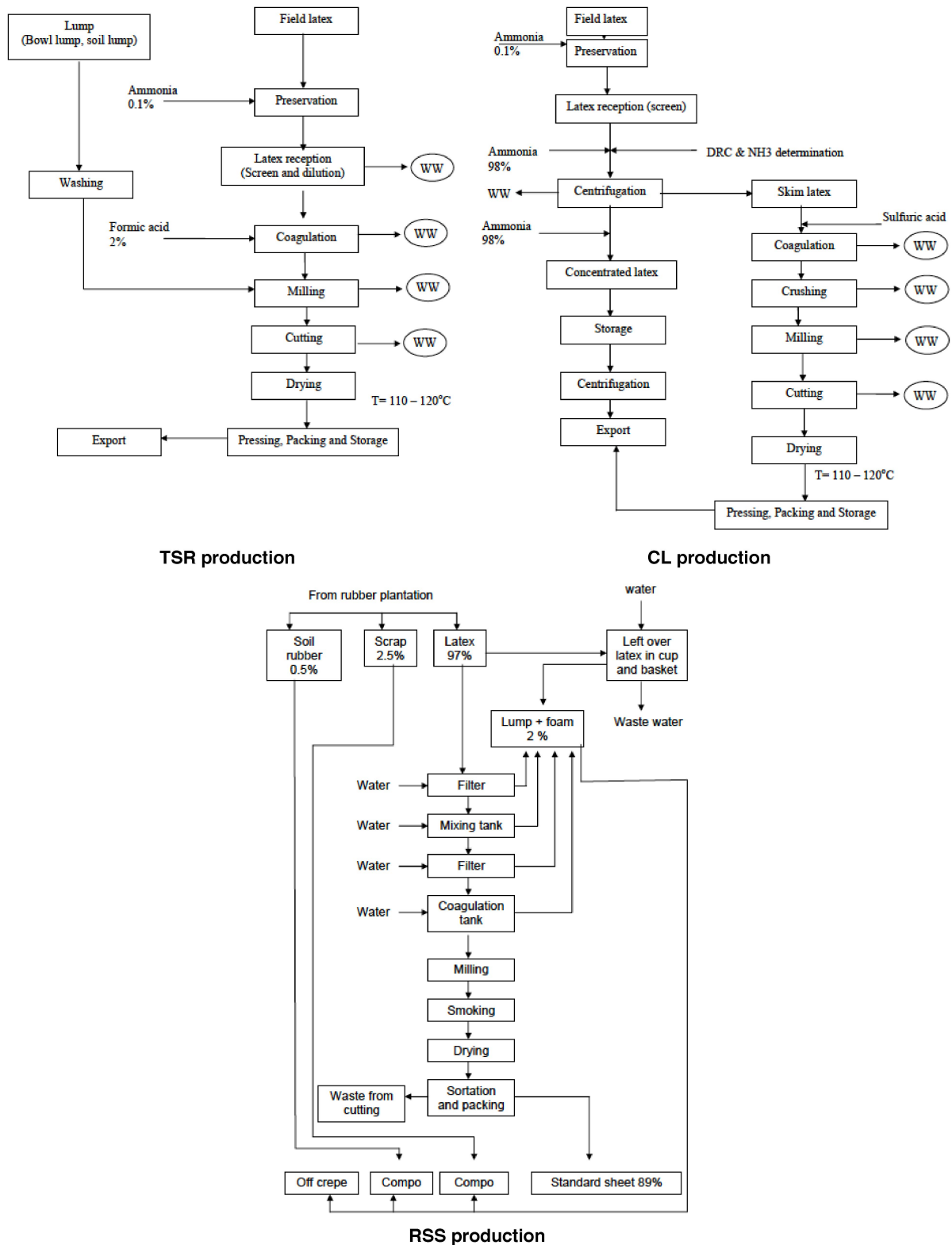


Fig.2-4 Flow diagram of natural rubber production (Hoang *et al.*, 2007).

Table-2.3 Chemical characteristics of wastewater and discharge standard for natural rubber processing factory.

Parameter	Unit	Ref. : Mohammadi <i>et al.</i> , 2010.	Ref. : Nuygen, 2011; Nuygen & Luong, 2012.				Discharge standard			
			TSR from NRL	TSR from cup lump	RSS	CL	Thailand	Malaysia	Vietnam A B	
pH	-	3.7-5.5	5.2	5.9	5.1	6.6-9.4	5.5-9.0	-	6-9	6-9
COD		3,500-14,000	3,540	2,720	4,350	11,900-26,900	120	400	50	250
BOD		1,500-7,000	2,020	1,590	2,510	7,600-13,800	20	100	30	50
TSS		200-700	114	67	80	470-2,220	50	150	50	100
TN	mg/L	200-1,800	195	128	219	450-1,300	-	300	15	60
TKN		-	-	-	-	-	100	-	-	-
NH ₃ -N		-	175	105	110	280-1,040	-	300	5	40
Sulfate		500-2,000	-	-	-	-	-	-	-	-

Table-2.4 System performance of laboratory-scale anaerobic treatment system for natural rubber processing wastewater.

Treatment system	Volume (L)	Temperature (°C)	Inlet. COD concentration (g/L)	HRT (days)	OLR (kgCOD/(m ³ .d))	COD removal (%)	Ref.
Anaerobic filter	70	35	18	2.5	11	92	Anotai <i>et al.</i> , 2006.
ABR	23	35	6	10	0.6	83	Kanyarat & Sumate, 2008.
UASB	2	45	3	4	1	68	Boonsawang <i>et al.</i> , 2008.
UASB	2.8	35	10	1.6	6	84	Hatamoto <i>et al.</i> , 2012.
Two-stage UASB	1.4 (1st) 2.8 (2nd)	55	36	10.5	3.3	62	Kongjan <i>et al.</i> , in press.

2.5 廃水処理過程から排出される温室効果ガス

2.3 節, 2.4 節で述べた様に, 東南アジア地域におけるアグロインダストリーでは, ラグーンシステム等の開放型嫌気性廃水処理システムが主流となっており, プロセス内の有機物分解に伴って生成されるメタンが, 主な温室効果ガスである。また, 廃水中の窒素含有量によっては, 亜酸化窒素の排出も予測される。Table-2.5 に, パーム油, 天然ゴム, 糖蜜, キャッサバ産業における年間生産量, 廃水排出量, 有機物および窒素含有量, 有機物および窒素の年間負荷を示す。廃水の COD/N 比に着目すると, POME で最も高く, 天然ゴム製造工場廃水で最も低くなっていた。従って, 両廃水の処理過程において, 前者ではメタン, 後者では亜酸化窒素の排出量を特に考慮することが必要であると考えられる。一方, 年間の有機物および窒素負荷に関しては, 最も廃水濃度が高い糖蜜産業と最も生産量の多いキャッサバ産業の方が高くなっており, これらの廃水処理過程から排出される温室効果ガス量の削減も必要であることが示唆された。

POME を嫌気性処理した場合, 1 トンの POME 当たり 28 m³ のバイオガスが生成され (Quah ら, 1981), バイオガス中に 65% のメタンを含む (Malaysian Palm Oil Association, 1999) という報告がされている。2012 年のマレーシア, インドネシア両国における CPO 生産量は 4,760 万トンである。その過程で発生す

る POME の処理が全て嫌気性ラグーンで行われた場合の大気中に放出されるメタンガスの量は、その地球温暖化係数 (Global Warming Potential : GWP) を CO₂ の 25 倍 (IPCC, 2007) として計算した場合、1 年当たり CO₂ 換算で 3,870 万トン (= 4,760 万 t-CPO/year × 2.5 t-POME/t-CPO × 28 m³-Biogas/t-POME × 0.65 m³-CH₄/m³-Biogas × 16 × 10⁻³ t-CH₄/22.4 m³-CH₄ × 25 t-CO₂e/t-CH₄) となる。この値は 2011 年度の日本国内における温室効果ガス放出量 13 億 700 万トン (環境省, 2011) の 3.0% に当たる。また、2009 年にマレーシア国内で POME の処理を行っている嫌気性ラグーンから放出されたメタンガスの量は、2006 年のマレーシア国内における温室効果ガス放出量 (1 億 8,700 万トン) の 6.4% であったと報告されている (Lam & Lee, 2011)。インドネシア国内では、2005 年における温室効果ガス放出量は 18 億 1,500 万トンであり、その 8 割が泥炭地や森林火災等に起因しており、POME 処理由来の温室効果ガス放出量は全体の 1% 以下である (Warr & Yusuf, 2011)。

一方、家畜糞尿やアナモックス処理、コンポスト化等、窒素含有量の高い廃水・廃棄物の処理時に排出される温室効果ガスとして、亜酸化窒素が挙げられる。亜酸化窒素は二酸化炭素の 298 倍の温室効果を有しており (IPCC, 2007)、少量の排出であっても地球温暖化に与える影響は大きい。現在、廃水処理システムにおける亜酸化窒素の生成メカニズムは明らかになっていないが、Fig. 2-5 に示す経路が現状では考えられている。亜酸化窒素が生成される過程は、アンモニアから亜硝酸へのアンモニア酸化過程と亜硝酸から一酸化窒素、亜酸化窒素を経由する脱窒反応で排出されるとされている。亜酸化窒素の排出量は、廃水の種類や処理プロセスによって大きく異なっており、流入する窒素負荷に対して 0-95% と非常に範囲が広がっている (Kampschreur ら, 2009)。IPCC が定める廃水処理における亜酸化窒素の排出係数は 0.005 kgN₂O-N/kgN_{discharge} となっている (IPCC, 2006) ことから、廃水種や処理プロセスによっては亜酸化窒素の排出量を過小評価している場合が多いことが考えられる。Kampschreur らは、実規模のアナモックスシステムにおける亜酸化窒素排出量の評価を行っており、硝化過程では流入窒素負荷の 1.7%、アナモックス過程では 0.6% の亜酸化窒素が排出されていたと報告しており (Kampschreur ら, 2008)、硝化過程における排出量は IPCC の定める排出係数の約 3 倍となっている。Foley らは、処理プロセスと廃水種の異なる 7 箇所の実規模廃水処理システムにより調査を行い、亜酸化窒素の排出係数を 0.006 - 0.253 kgN₂O-N/kgN_{denitrified} (average : 0.035±0.027 kgN₂O-N/kgN_{discharge}) と報告しており (Foley ら, 2010)、Kampschreur らの報告と同様に、IPCC の定める排出係数よりも大きな値となっている。Fig. 2-6 に亜酸化窒素の主な排出要因を示す。亜酸化窒素は、硝化反応時には、溶存酸素濃度が低い場合や、流入する有機物負荷や窒素負荷に対して酸素供給量が不足している場合に排出され易く、脱窒反応時には COD/N 比が低い場合や、溶存酸素が残存している場合に排出され易いとされている (Foley ら, 2010; Kampschreur ら, 2009)。天然ゴム産業においては、主要な亜酸化窒素排出源はプランテーション内に散布した液肥中の窒素成分由来とされてきたが、天然ゴム製造工場廃水の特徴として、Table-2.5 にも示した通り、COD/N 比が低いこと、開放型の嫌気性システムで処理が行われていることから、処理システムの表層部に溶存酸素が溶け込み易いこと等の点から、廃水処理システム内から亜酸化窒素が排出され易い状況にあることが示唆された。

Table-2.5 Production, wastewater discharge, COD and nitrogen content, organic and nitrogen loading in industry of oil palm, natural rubber, molasses and cassava.

Crops	Yearly production (million ton-product/year)	Wastewater discharge (m ³ -w.w./ton-product)	COD conc. (g/L)	TN conc. (g/L)	COD/N ratio (-)	Yearly COD load. (million ton-COD/year)	Yearly nitrogen load. (million ton-N/year)	Ref.
Palm oil	47.6	2.5	50	0.75	67	5.95	0.089	Takriff <i>et al.</i> , 2010.
Natural rubber	8.7	25	10	1.00	10	2.18	0.218	Mohammadi <i>et al.</i> , 2010.
Molasses	7.3	10	100	4.50	22	7.30	0.329	Sankaran <i>et al.</i> , 2014.
Cassava	75.4	20	10	0.25	40	15.08	0.377	Khongsumran <i>et al.</i> , 2014.

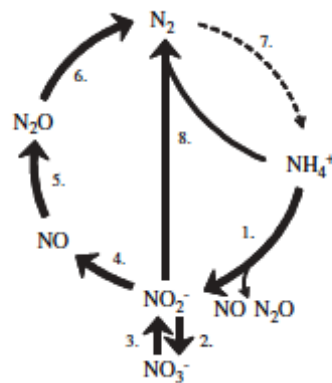


Fig.2-5 Biological nitrogen conversions. (1) Aerobic ammonia oxidation, (2) aerobic nitrite oxidation, (3) nitrate reduction to nitrite, (4) nitrite reduction to nitric oxide, (5) nitric oxide reduction to nitrous oxide, (6) nitrous oxide reduction to dinitrogen gas, (7) nitrogen fixation, (8) ammonium oxidation with nitrite to denitrogen gas. Complete nitrification comprises step 1 and 2, complete denitrification step 3-6. (Kampschreur *et al.*, 2009).

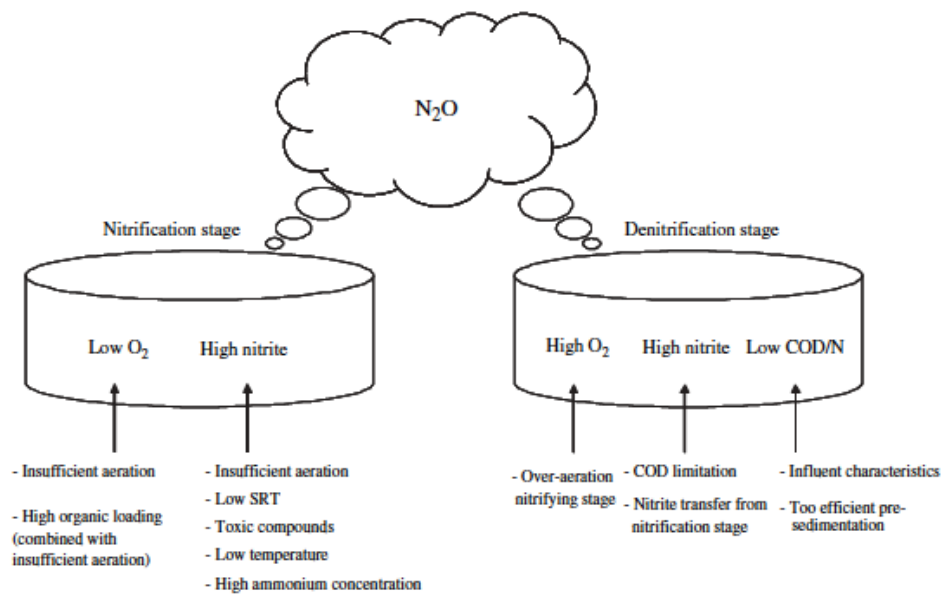


Fig.2-6 Main parameters leading to N₂O emission (Kampschreur *et al.*, 2009).

2.6 東南アジア地域のアグロインダストリーにおける CDM 事業の展開

現在、東南アジア地域のアグロインダストリーにおいて複数の CDM 事業が展開されている。Fig.-2.7 に東南アジア地域における CDM 事業の登録分布 (UNFCCC, 2014) を示す。東南アジア地域では、マレーシアの南西部、タイの南部、ベトナムの北部と南部にて CDM 事業が活発に展開されていた。マレーシアでは、108 件の CDM 事業が登録されており、その内 43% がパーム油産業を対象として実施されていた (Lim & Lam, 2014)。Fig.-2.8 に、パーム油産業における CDM 事業の国別および内容別のシェアを示す。パーム油産業における CDM 事業では、マレーシアが全体の約 50% を占めており、マレーシア、インドネシア、タイの 3 カ国で全体の約 80% を占めていた。CDM 事業の内容としては、POME からのメタン回収が全体の 70%、POME と EFB を用いたコンポスト化が 26% であった。本研究で対象とする POME 処理に対するマレーシア政府の方針は、現在大気放出されているメタンの回収による温室効果ガス排出量の削減と、回収したメタンの利用 (主として発電) であることが確認された (Green Tech Malaysia, 2010)。メタンの回収方法は、現状の嫌気性ラグーンにカバーを設置したカバードラグーンの導入が 70%、閉鎖型嫌気性消化槽の設置が 30% であった (Chin ら, 2013)。流入 COD 量に対するメタン生成量は、前者が 0.03-0.16 kg-CH₄/kg-COD_{in}、後者が 0.07-0.23 kg-CH₄/kg-COD_{in} であり、閉鎖型嫌気性消化槽の方が優れた処理性能を有していたが、流入 POME の COD 濃度が 10 gCOD/L 以上の工場では、閉鎖型嫌気性消化槽を用いた場合でも、流入 COD 量に対するメタン生成量は 0.07-0.10 kg-CH₄/kg-COD_{in} と低かった (Chin ら, 2013)。従って、POME の高負荷・高効率処理技術の開発も、今後必要となってくることが示唆された。また、日本がパートナーとなっている案件は、マレーシア、インドネシア、タイでそれぞれ 4 件、2 件、4 件確認された。

タイでは、2012 年時点において、111 件の CDM 事業が登録されており、その内 63% がパーム油、キャッサバ、サトウキビ等のアグロインダストリーと畜産からのメタン回収に関するプロジェクトであった (Aggarangsi ら, 2013)。タイ政府は今後もアグロインダストリーおよび畜産の廃水・廃棄物からのメタン回収・利用を推進・援助していく方針であり、それらに付随して廃水処理システムおよびバイオガスの精製技術の開発に関する研究も進められている (Aggarangsi ら, 2013)。

ベトナムでは、2009 年時点で 14 件の CDM 事業が登録済み、104 件が指定国家機関 (Designated National Authority: DNA) の承認を受けており、他の東南アジア諸国と比較して水力発電に関する案件の占める割合が多い特徴を有していた (Nguyen ら, 2011)。一方、近年では、主にキャッサバからのスターチおよびエタノールを生成する過程で排出される廃水処理システムからのメタン回収・利用に関する CDM 案件の登録数も増加傾向にある (UNFCCC, 2014)。

一方、天然ゴム産業を対象とした CDM 事業の登録は確認されなかった。この理由として、Table-2.5 に示した様に、廃水の有機物負荷が、他の廃水種と比較して低く、メタンを主体とする温室効果ガス排出量が低いと判断されており、産業全体から排出される温室効果ガスはエネルギー由来のものであると認識されていることが挙げられる。しかしながら、天然ゴム製造工場廃水の処理では、処理に掛かるエネルギーや処理水質に課題を有していることから、廃水処理システムの高度化を行うメリットは多くあるもの

の、設備投入等に掛かるイニシャルコストの関係で中々更新が進んでいないのが現状である。一方で、2.5節で述べた様に、天然ゴム製造工場廃水の特徴として、COD/N比が低いことが挙げられている為、廃水処理過程においてメタンよりも強力な温室効果ガスである亜酸化窒素が排出されている可能性が高く、その排出量が明らかになれば、CDM事業が展開されやすくなることが示唆された。

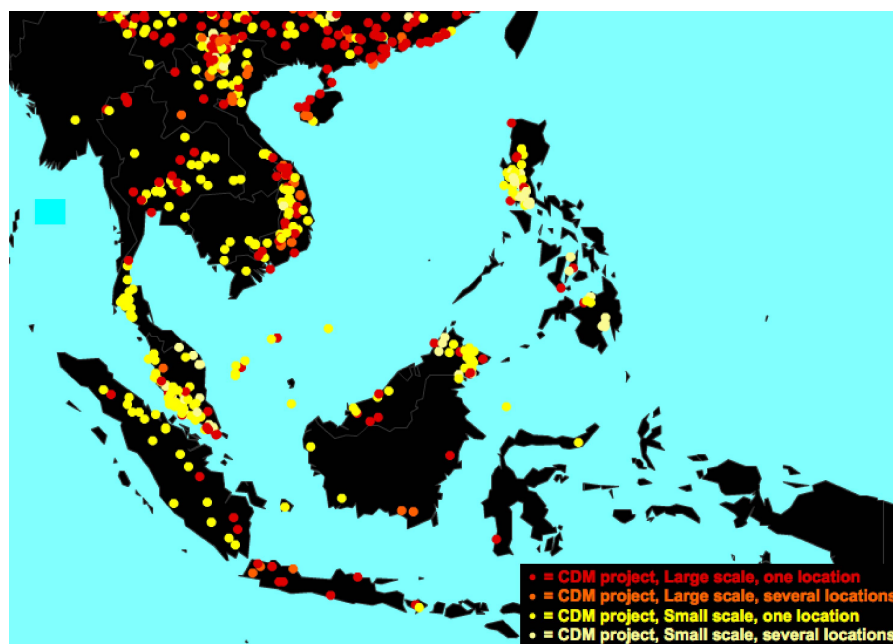


Fig.-2.7 CDM project map in South-east Asia (UNFCCC, 2014.)

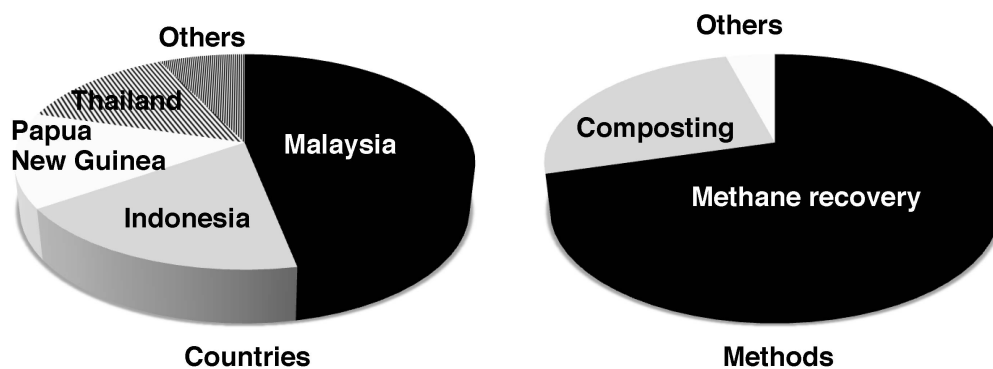


Fig.-2.8 Share of CDM project in palm oil industry.

2.7 小括

東南アジア地域で主要なアグロインダストリーは、キャッサバ、パーム油、天然ゴム、糖蜜の4産業であり、その内パーム油と天然ゴムは、東南アジア地域特有のアグロインダストリーであった。両産業共に、その生産工程では高濃度の有機物や窒素成分を含む廃水が大量の排出されており、ほとんどの廃水処理システムが開放型の嫌気性処理システムを採用していることから、大気中に大量の温室効果ガスが放出されていることが懸念された。また、放流先の水質汚染、地下水汚染および悪臭等の環境問題を引き起こしており、特にベトナムの天然ゴム製造工場においては、排水基準の達成が現状では困難であることから、適切な廃水処理技術の開発が求められた。

廃水処理過程から排出される温室効果ガスとして、メタンおよび亜酸化窒素が考えられたが、現状でこれらの排出量は IPCC が定める排出係数を元に算出されている。しかしながら、既報から、特に亜酸化窒素に関しては、廃水種や廃水処理プロセスによって排出量が大きく異なることから、簡易かつ高精度での現地における温室効果ガス排出量の測定方法の開発が必要であると示唆された。また、廃水処理システムからの温室効果ガス排出量の削減に関する CDM 事業の展開も、既に始まっている。しかしながら、廃水の高濃度処理や亜酸化窒素排出量に特化したプロジェクトはほとんど無いのが現状である。

そこで、本研究では、東南アジア地域に特有のアグロインダストリーであるパーム油と天然ゴム産業を対象に、現地の廃水処理システムから排出される温室効果ガスの測定技術の開発および排出量の評価を行った上で、各廃水種に対して適切な処理システムの提案を行い、実証試験の結果に基づいて提案システムの導入効果を評価することで、同地域に適切な廃水処理システムの開発を行うことを目的とした。

第2章 参考文献

Aggarangsi, P., Tippayawong, N., Moran, J. C. and Rerkkriangkrai, P. 2013. Overview of biogas technology development and implementation in Thailand. *Ener. Sustain. Develop.*, 17 (4) , 371-377.

Ahamad, A. L., Ismail, S. and Bhatia, S. 2003. Water recycling from palm oil mill effluent (POME) using membrane technology. *Desalination*, 157, 89-95.

Anotai, J., Tontisirin, P. and Churod, P. 2007. Integrated treatment scheme for rubber thread wastewater: Sulfide precipitation and biological processes. *J. Hazard. Mater.*, 141, 1-7.

Azimaton Nur, M. M. and H. Hadiyanto. 2013. Utilization of agroindustry wastewater as growth medium for microalgae based bioenergy feedstock in Indonesia (an Overview). *J. Sustain*, 1 (1), 3-7.

Baharuddin, A. S., Nakamura, K., Abd-Aziz, S., Tabatabaei, M., Rahman, N. A. A., Hassan, M. A., Wakisaka, M., Sakai, K. and Shirai, Y. 2009. Characteristics and microbial succession in co-compositng of oil palm empty fruit bunch and partially treated palm oil mill effluent. *The Open Biotech. J.*, 3, 87-95.

Baharuddin, A. S., Hock, L. S., Yusof, M. Z. M., Rahman, N. A. A., Shah, U. K. M., Hassan, M. A., Wakisaka, M., Sakai, K. and Shirai, Y. 2010. Effects of palm oil mill effluent (POME) anaerobic sludge from 500 m³ of closed anaerobic methane digested tank on pressed-sheredded empty fruit bunch (EFB) compsting process. *The African J. Biotech.*, 9 (16) , 2427-2436.

Boonsawang, P., Laeh, S. and Intrasungkha, N. 2008. Enhancement of sludge granulation in anaerobic treatment of concentrated latex wastewater. *Songlkanakarin J. Sci. Technol.*, 30 (1) , 111-119.

Borja, R., Banks, C. J. and Sanchez, E. 1996. Anaerobic treatment of palm oil mill effluent in a two-stage up-flow anaerobic sludge blanket (UASB) system. *J. Biotechnol.*, 45, 125-135.

Borja, R. and Banks, C. J. 1995. Comparison of an anaerobic filter and an anaerobic fluidized bed reactor treating palm oil mill effluent. *Procescc Biochem.*, 30 (6), 511-521.

Busu, Z., Sulaiman, A., Hassan, M. A., Shirai, Y., Abd-Aziz, S., Yacob, S. and Wakisaka, M. 2010. Improved anaerobic treatment of palm oil mill effluent in a semi-commercial closed digester tank with sludge recycling and appropriate feeding strategy. *Pertanika J. Trop. Agric. Sci.*, 33 (1), 27-37.

Cali, R. G. and Barford, J. P. 1985. Mesophilic semi-continuous anaerobic digestion of palm oil mill effluent. *Biomass*, 7, 287-295.

Chaiparapatand, S. and Sdoodee, S. 2007. Effects of wastewater recycling from natural rubber smoked sheet production on economic crops in southern Thailand. *Resour. Conserv. Recy.*, 51, 577-590.

Chan, Y. J., Chong, M. F. Law, C. L. and Hassell, D. G. 2009. A review on anaerobic-aerobic treatment of industrial and municipal wastewater. *Chem. Eng. J.*, 155, 1-18.

Chin, K. K. and Wong, K. K. 1983. Thermophilic anaerobic digestion of palm oil mill effluent. *Wat. Res.*, 17 (9), 993-995.

Chin, M. J., Poh, P. E., Tey, B. T., Chan, E. S. and Chin, K. L. 2013. Biogas from palm oil mill effluent (POME): Opportunities and challenges from Malaysia's perspective. *Renewable Sustainable Energy Rev.*, 26, 717-726.

Damayanti, A., Ujang, Z., Salim, M. R. and Olsson, G. 2011. The effect of mixed liquor suspended solids (MLSS) on biofouling in a hybrid membrane bioreactor for the treatment of high concentration organic wastewater. *Wat. Sci. & Technol.*, 63 (8), 1701-1706.

Faisal, M. and Unno, H. 2001. Kinetic analysis of palm oil mill wastewater treatment by a modified anaerobic baffled reactor. *Biochem. Eng. J.*, 9, 25-31.

Fang, C., O-Thong, S., Boe, K. and Angelidaki, I. 2011. Comparison of UASB and EGSB reactors performance, for treatment of raw and deoiled palm oil mill effluent (POME). *J. Hazard. Mater.*, 189, 229-234.

FAOSTAT, 2014. Browse data – Production. Food and Agriculture Organization of the United Nations Statistics Division. From (<http://faostat3.fao.org/faostat-gateway/go/to/home/E>).

Foley, J., de Haaz, D., Yuan, Z. and Lant, P. 2010. Nitrous oxide generation in full-scale biological nutrient removal wastewater treatment plants. *Wat. Res.*, 44 (3), 831-844.

Green Tech Malaysia, 2010. Clean Development Mechanism A Resource for CDM Project Developers in Malaysia-CDM in Malaysia-National Perspective. From (<http://cdm.greentechmalaysia.my/cdm-malaysia/national-perspective.aspx>).

Hatamoto, M., Nagai, H., Sato, S., Takahashi, M., Kawakami, S., Choeisai, P. K., Syutsubo, S., Ohashi, A. and Yamaguchi, T. 2012. Rubber and methane recovery from deproteinized natural rubber wastewater by coagulation pre-treatment and anaerobic treatment. *Int. J. Environ. Res.*, 6 (3), 577-584.

Igwe, J. C. and Onyegbado, C. C. 2007. A review of palm oil mill effluent (pome) water treatment. *Global J. Environ. Res.*, 1 (2), 54-62.

IPCC, 2007. Fourth assessment report : Climate change. In : Eggleston, S., Buendia, L., Miwa, K., Nagara, T. and Tanabe, K. (Eds.). Waste, Wastewater treatment and discharge. Doorn., M. R. J., Towprayoon, S., Vieira, S. M. M., Irving, W., Plmer, C. Pipatti, R. and Wang, C.

Jawjit, W., Pavasant, P. and Kroeze, C. In press, Evaluating environmental performance of concentrated latex production in Thailand. *J. Cleaner Production*.

Jawjit, W., Kroeze, C. and Tattanapan, S. Greenhouse gas emission from rubber industry in Thailand. *J. Cleaner Production*, 18, 403-411.

Kala, D. R., Rosenani, A. B., Fauziah, C. I. and Thohirah, L. A. 2009. Composting oil palm wastes and sewage sludge for use in potting media of ornamental plants. *Malaysian J. Soil Sci.*, 13, 77-91.

Kanyarat, S. and Sumate, C. 2008. Effect of pH adjustment by parawood ash and effluent recycle ratio on the performance of anaerobic baffled reactors treating high sulfate wastewater. *Bioresour. Technol.*, 99, 8987-8994.

Kampschreur, M. J., Temmink, H., Kleerebezem, R., Jetten, M. S. M. and van Loosdrecht, M. C. M. 2009. Nitrous oxide emission during wastewater treatment. *Wat. Res.*, 43, 4093-4103.

Kampschreur, M. J., van der Star, W. R. L., Wielders, H. A., Mulder, J. W., Jetten, M.S. M. and van Loosdrecht, M. C. M. 2009. Dynamics of nitric oxide and nitrous oxide emission during full-scale reject water treatment. *Wat. Res.*, 42, 812-826.

KeTTHA, 2014. Ministry of Energy, Green Technology and Water, Energy, Project & Program, Renewable Energy (RE). From (<http://www.kettha.gov.my/portal>).

Khongsumran, O., Intanoo, P., Rangsunvigit, P., Chavadej, S. and Leethochawalit, M. 2014. Enhancement of anaerobic digestion of cellulosic fraction in cassava production wastewater by microaeration. *Chem. Eng. Trans.*, 39, 553-558.

Kongjan, P., Jariyaboon, R. and O-Thong, S. In press, Anaerobic digestion skim latex serum (SLS) for hydrogen and methane production using two-stage process in a series of up-flow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor. *Int. J. Hydrogen Energy*.

Lim, X-L. and Lam, W-H. 2014. Review on clean development mechanism (CDM) implementation in Malaysia. *Renewable Sustainable Energy Rev.*, 29, 276-285.

Lam, M. K. and Lee, K. T. 2011. Renewable and sustainable bioenergies production from palm oil mill effluent (POME) : Win-win strategies toward better environmental protection. *Biotechnol. Adv.*, 29, 124-141.

Malaysian Palm Oil Association. 1999. Sustainable production of palm oil – A Malaysian perspective. In : Singh, G., Huan, L. K., Leng, T. and Weng, C. K. (Eds.). Treatment of palm oil mill effluent. Ma, A. N., 235-247.

Mohammadi, M., Man, H. C., Hassan, M. A. and Yee, P. L. 2010. Treatment of wastewater from rubber industry in Malaysia. *African J. Biotech.*, 9, 6233-6243.

MPOB, 2011. Economics and Industry Development Division – Statistics. Malaysian Palm Oil Board. From (http://econ.mpob.gov.my/economy/annual/stat2011/EID_statistics2011.htm).

Najafpour, G. D., Zinatizadeh, A. A. L., Mohamed, A. R., Isa, M. H. and Nasrollahzadeh. 2006. High-rate anaerobic digestion of palm oil mill effluent in an upflow anaerobic sludge-fixed film bioreactor. *Proces. Biochem.*, 41, 370-379.

Nguyen, N. H. and Luong, T. T. 2012. Situation of wastewater treatment of natural rubber latex processing in the Southeastern region, Vietnam. *J. Viet. Env.*, 2, 58-64.

Nguyen, N. B. 2011. The treatment of natural rubber processing effluent in the context of climate change. *Proc. of Kick-off Symposium Establishment of Carbon-Cycle-System with Natural Rubber*, 36-40.

Nguyen, N. B. 2004. Wastewater reduction as part of the cleaner production demonstration project at Ben Suc rubber factory. *Final report of Vietnam-Canada Environment Program Binh Duon Cleaner Production Demonstration Project*, 1-31.

Nguyen, N. T., Ha-Duong, M., Greiner, S. and Mehling, M. 2011. Implementing the clean development mechanism in Vietnam: potential and limitation. *HAL*, halshs-00654294, 1-32.

Poh, P. E. and Chong, M. F. 2009. Development of anaerobic digestion methods for palm oil mill effluent (POME) treatment, *Bioresour. Technol.*, 100, 1-9.

Quah, S. K. and Gillies, D. 1981. Practical experience in production use of biogas. *Proc. of National Wrokshop on Oil Palm By-product Utilization*, Palm Oil Research Institute of Malaysia, Kuala Lumpur, 119-125.

Rattanapan, C., Boonsawang, P. and Kantachote, D. 2009. Removal of H₂S in down-flow GAC biofiltration using sulfide oxidizing bacteria from concentrated latex wastewater. *Bioresour. Technol.*, 100, 125-130.

Sankaran, K., Permalatha, M., Vijayasekaran, M. and Somasundaram, VT. 2014. DEPHY project: Distillery wastewater treatment through anaerobic digestion and phycoremediation-A green industrial approach. *Renewable Sustainable Energy Rev.*, 37, 634-643.

Smitha, H. S. S., Raghavendra, M. P. and Shruthi, S. and Girish, K. 2012. Bioremediation of rubber processing industry effluent by *Arthrobacter* sp.. *Int. J. Res. Environ. Sci. & Technol.*, 2, 31-34.

Sulaiman, A., Busu, Z., Tabatabaei, M., Yacob, S., Abd-Aziz, S., Hassan, M. A. and Shirai, Y. 2009. The effect of higher sludge recycling rate on anaerobic treatment of palm oil mill effluent in a semi-commercial closed digester for renewable energy. *Am. J. Biochem. & Biotech.*, 5 (1), 1-6.

Shirai, Y., Wakisaka, M., Yacob, S., Hassan, M. A. and Suzuki, S. 2003. Reduction of methane released from palm oil mill lagoon in Malaysia and its countermeasures. *Mitig. & Adapt. Strateg. for Global Change*, 8, 237-252.

Takasakul, P. and Tekasakur, S. 2006. Environmental problems related to natural rubber production in Thailand. *J. Aerosol Res.*, 21, 122-129.

Takriff, M. S., Jaafar, N. L. and Abdullah, S. R. S. 2014. A review of biofilm treatment systems in treating down stream palm oil mill effluent (POME) . *J. Applied Sci.*, 14 (12) , 1334-1338.

Thongnuekhang, V. and Puetpaiboon, U. 2004. Nitrogen removal from concentrated latex wastewater by land treatment. *Songklanakarin J. Sci. Technol.*, 26, 521-528.

Tong, S. L. and Baker kJaafar, A. 2005. POME biogas capture, upgrading and utilization. *Proc. of the PIPOC 2005 International Palm Oil Congress*, 328-336.

UNFCCC, 2014. CDM projects interactive map. United Nations Framework Convention on Climate Change. From (<http://cdm.unfccc.int/Projects/MapApp/index.html>) .

Hoang, N. T. V., Dang, T. T. D., Nguyen, T. M. T., Thach, H. T. T. T., Imastini, D., Suarna, S., Huynh, M. K. and Tran, N. Q. H. 2007. Waste abatement and management in natural rubber processing sector, Industrial waste abatement and management. *Asian Institute of Technology, School of Environment, Resources and Devepoment*, 1-29.

Vijayaraghavan, K., Ahmad, D. and Aziz, M. E. B. A. 2007. Aerobic treatment of palm oil mill. *J. Environ. Manage.*, 82, 24-31.

Warr, P. and Yusuf, A. A. 2011. Reducing Indonesia's deforestation-based greenhouse gas emissions. *Australian J. Agric. Res. Econ.*, 55, 297-321.

Wong, Y. S., Kadir, M. O. A. B. and Teng, T. T. 2009. Biological kinetics evaluation of anaerobic stabilization pond treatment of palm oil mill effluent, *Bioresour. Technol.*, 100, 4969-4975.

Wu, T. Y., Mohammad, A. W., Jahim, J. M. and Anuar, N. 2010. Pollution control technologies for the treatment of palm oil mill effluent (POME) through end-of-pipe process. *J. Environ. Manag.*, 91, 1467-1490.

Yacob, S., Hassan, M. A., Shirai, Y., Wakisaka, M. and Subash, S. 2006. Baseline study of methane emission from anaerobic ponds of palm oil mill effluent. *Sci. Total Environ.*, 366, 187-196.

Yacob, S., Hassan, M. A., Shirai, Y., Wakisaka, M. and Subash, S. 2005. Baseline study of methane emission from open digesting tanks of palm oil mill effluent. *Chemosphere*, 59, 1575-1581.

Yacob, S., Shirai, Y., Hassan, M. A., Wakisaka, M. and Subash, S. 2006. Start-up operation of semi-commercial closed anaerobic digester for palm oil mill effluent treatment. *Proc. Biochem.*, 41, 962-964.

Yusoff S. 2006. Renewable energy from palm oil-innovation on effective utilization of waste. *J.Clean. Product.*, 14, 87-93.

Zhang, Y., Yan, L. Chi, L., Long, X., Mei, Z. and Zhang, Z. 2008. Startup and operation of anaerobic EGSB reactor treating palm oil mill effluent. *J. Environ. Sci.*, 20, 658-663.

Zinatizadeh, A. A. L., Mohamed, A. R., Mashitah, M. D., Abdullah, A. Z. and Isa, M. H. 2007. Characteristics of granular sludge developed in an upflow anaerobic sludge fixed-film bioreactor treating palm oil mill effluent. *Wat. Environ. Res.*, 79 (8), 833-845.

環境省, 2011. 2011年度(平成23年度)温室効果ガス排出量. 引用 (<http://www.env.go.jp/earth/ondanka/ghg/index.html>).

渋谷幸子, 久保田健吾, 谷川大輔, 射手園章吾, 珠坪一晃, 山口隆司, 関口勇地, Chen, S. S., Yunus, M. F. M., 原田秀樹. 2011. パーム油圧搾廃液 (POME) を処理する密閉型嫌気性消化槽の処理特性と微生物群衆構造. *土木学会論文集 G (環境)*, 67 (7), III_59-III_67.

白井義人, モハメッド・アリ・ハッサン. 2009. マレーシアにおけるパーム油産業のゼロエミッション化にむけての取り組み, *環境バイオテクノロジー学会誌*, 9 (1), 3-10.

原田秀樹, 大橋晶良, 井町寛之. 2004. 高速メタン発酵バイオリクターの開発と汚泥菌叢の分子微生物生態解析. *環境バイオテクノロジー学会誌*, 4 (1), 19-27.

藤倉慶太郎. 2013. 地球環境保全に貢献するタイヤ材料のバイオマス活用技術開発. *日本ゴム協会誌*, 86 (6), 198-202.

北條将広, 福島靖王, 佐藤隆之, 渡辺訓江, 小澤洋一. 2013. 持続可能な社会の実現をめざして~100%サステナブルマテリアル化への取り組み. *日本ゴム協会誌*, 86 (6), 169-175.

第3章 マレーシアパーム油産業における廃水処理システムからの温室効果ガス排出量

3.1 はじめに

パーム油の製造過程で排出される POME は、高濃度の有機物を含んでおり、マレーシア国内のほとんどのパームオイル工場では、嫌気性ラグーンによる処理が行われている。一般的なラグーンシステムは開放型である為、POME の嫌氣的分解に伴い、温室効果ガスであるメタンが大量に大気放出されており、地球温暖化の進行に大きく寄与している。

一方で、マレーシア政府は再生可能エネルギー事業の成長を政策として掲げており、パーム油産業もその対象となっており、POME 処理過程で発生するバイオガスの有効利用法に関する CDM 事業も行われている (Lam & Lee, 2011; Hassan ら, 2009)。CDM 事業として、嫌気性ラグーンから放出される温室効果ガスを削減あるいは回収し有効利用することは、マレーシアだけでなく日本等の先進国にとってもメリットのある試みとなる。マレーシアの POME 処理に関わる CDM 案件では、現行システム (ラグーンやオープンダイジェスター) から放出されるメタンの生成量は、システムに流入・流出する廃液の COD 濃度 (実測値) 及び POME の排出量よりプロセス内で除去された有機物量を算出し、その値に IPCC で定めているメタン排出係数 ($0.25 \text{ kgCH}_4/\text{kgCOD}$) (IPCC, 2006) を乗じ、温暖化係数 ($\text{GWP} = 25$) を乗じて算出・推定している。しかし、このメタン排出係数はメタンの COD 等量 (除去された COD 成分が全てメタンに転換した場合の理論値) である為、POME 処理システムからのメタン放出量を正確に算出することは出来ない。その為実際にラグーンから放出されているメタンガス量を正確に把握することが必要となる。

これまでに報告されている嫌気性ラグーンからのメタンガス放出量調査では、サンプラーを嫌気性ラグーン内の 3 カ所あるいは 4 カ所に固定して測定を行い、経時的なガス発生量およびガス組成の測定を行っている (Yacob ら, 2006; Shirai ら, 2003)。これらの報告では、広大な嫌気性ラグーンの一部から得られた情報を平均化し、それをラグーン表面積に乗じて放出量を算出している。一方で現在までに、ラグーンから発生するガスの分布を詳細に調査した報告はない。そこで、本章では、POME 処理ラグーン全体からのメタンガスの発生特性を明らかにする為に、ラグーンを 28 のグリッドに分割し、それぞれのグリッドから発生するバイオガスを現地調査において測定した。またラグーンシステムにおける有機物分解挙動を水質分析データより明らかにし、ガス発生量と関連づけることで POME の嫌気性分解挙動を明らかにした。

3.2 実験方法

3.2.1 調査対象工場およびラグーンシステムの概要

本調査は、マレーシア、セランゴール州にあるパーム油工場内の POME 処理ラグーンを対象として行った。当該工場は 1 日当たり 650 トンの FFB を処理する能力を有しているが、調査期間中の処理量は 264–580 トンであった。排出される POME の量は測定されていない為、工場内での考え方に基づき、FFB の処理量に 0.65 を乗じ、1 トン = 1 m³ として POME 排出量を算出した。

当該工場における POME 処理フローを Fig.-3.1 に示す。工場から排出された POME は、まず油回収タンクに貯留され、油分（パーム油）が回収された後、2 つの酸生成ラグーン（酸生成ラグーン 1, 2: 各 1,575 m³, 表面積 1,125 m², 平均深さ 1.5 m, 設計 HRT 4 日）と 2 つの嫌気性ラグーン（嫌気性ラグーン 1: 16,168 m³, 表面積 3,760 m², 平均深さ 4.3 m, 設計 HRT 45 日, 嫌気性ラグーン 2 : 16,072 m³, 表面積 4,018 m², 平均深さ 4.0 m, 設計 HRT 45 日）の計 4 つのラグーンからなるラグーンシステムにより処理されている（括弧内の各ラグーンの容積、表面積および平均深さは全て設計値）。バイオガス発生量の調査は、酸生成ラグーン 2 と最もガス発生が顕著な嫌気性ラグーン 1 を対象とした。なお、嫌気性ラグーン 2 は、廃液量が多い時のみ使用され、本調査期間においても、ほとんど廃液が流入していなかった為、調査対象から除外した。

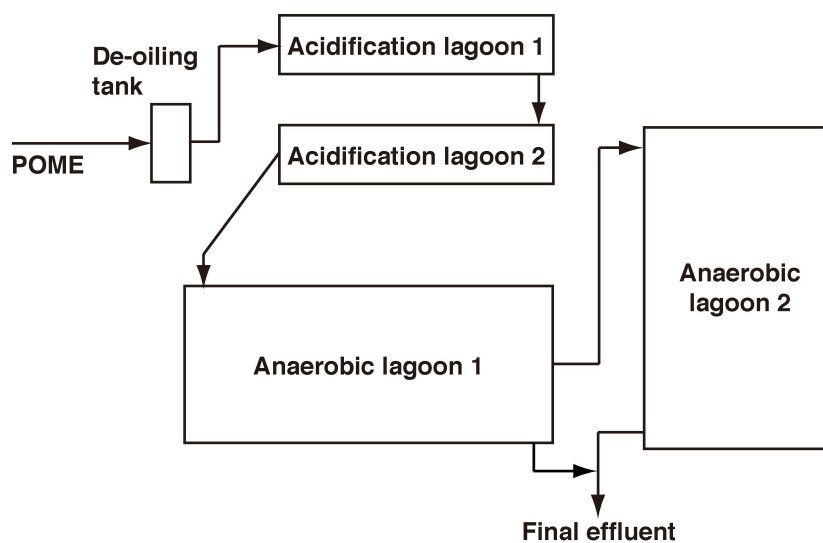


Fig.-3.1 Schematic diagram of lagoon system.

3.2.2 水質分析

ラグーンシステム全体での有機物分解状況を把握する為、工場から排出された POME および嫌気性ラグーン 2 を除く各ラグーンの流入・流出廃液を週に 1 回の頻度で採取し、pH、温度、COD、炭水化物、蛋白質、脂質、SS、VSS および揮発性有機酸 (Volatile Fatty Acid : VFA) を測定した (n=4)。また、酸生成ラグーン 2 および嫌気性ラグーン 1 の流入・流出廃液の pH、温度および COD に関しては、毎日測定を行った。廃液の採取は、工場が稼働し、POME の排出が始まった 1 時間後に、全箇所から同時に行った。COD は、Hach 社の Digestion Solution for COD (high range) を用いて分析した。炭水化物および蛋白質は、それぞれフェノール-硫酸法および Lowry 法により測定した。脂質は Bligh-Dyer 法に準じたヘキサン-イソブロパノールを用いた方法により測定した。SS、有機性浮遊物質 (Volatile Suspended Solids : VSS) の分析は、下水試験方法 (下水試験方法, 1984) に基づいて行った。VFA の分析には、FID 型検出器ガスクロマトグラフ (6890 GC, Agilent) を用いた。

また、ガス発生量調査を行っている各グリッドにおける廃液についても水面近傍の pH および温度の測定を行った。酸生成ラグーンのサンプルは投げ込み式のサンプラーを用いて採取し、嫌気性ラグーンのサンプルはボートでサンプリング地点に行き、表層のスカムを除き、その下の廃液を採取し、測定した。

3.2.3 バイオガス発生量測定方法

調査対象のラグーンは 28 のグリッドに分割した (Fig.-3.2)。ガスサンプラーは各グリッドの中央に設置し、各グリッドからのガス発生量およびガス組成を測定した。各グリッドの表面積は、酸生成ラグーンでは 38 m²、嫌気性ラグーンでは 134 m²であった。ガスサンプラーは、SIRIM (Standards and Industrial Research Institute of Malaysia) が有する Buogas Ver.IV (φ 0.8 m, 表面積 0.5 m², 以下 Buogas と記載) を使用した (Photo-3.1)。Buogas で回収されたバイオガスは、ウォータートラップを経て、ラグーンの岸に設置した湿式ガスメーター (Ritter 社製, TG 1/6) により発生量を測定した。またバイオガスは、組成分析の為にガスバッグに採取し、アルゴンガスをキャリアーガスとした TCD 型検出器ガスクロマトグラフ (GC-2014, Shimadzu) にて、水素、窒素、メタン、二酸化炭素の濃度測定を行った。硫化水素濃度の測定はガス検知管 (No. 4H, GASTECH) を用いて行った。

各グリッドの測定期間は、嫌気性ラグーンについては、各グリッドに 1 日 (24 時間) とした。なお、ガスメーターの許容測定流量の関係から、G1-G15 までは Buogas を 2 つ用い、G16-G28 はより多くの表面積をカバーする為に Buogas を 3 つ用いて測定した。ガス発生量およびガス組成分析用のサンプルの採取は、Buogas を測定グリッドに設置後、90 分ごとに 8 回実施した。当該調査実施期間は、マレーシアの乾季に当たっており、調査期間中の天候は概ね良好であった。スコールの影響により、気温が 5°C 程度低下することもあったが、ガス発生量測定時にガスの温度を測定することにより、ガス発生量の温度補正を行った。また、1 日における温度差は最大で 12.3°C であった。

酸生成ラグーンではガス発生量が少なかったことから、Buogas の気相部が十分置換され、かつ十分なガス発生量を測定する為に 1 グリッドに 3-4 日 Buogas を設置し、測定した。また、酸生成ラグーン表面

には非常に粘性の高いスカムが蓄積しており、Buogas の移動が困難であったことから、ラグーンの入
口から流出口を結ぶ線上の G3, G6, G11, G14, G18, G23, G26 の7グリッドについてのみ測定を行った
(Fig.-3.2).

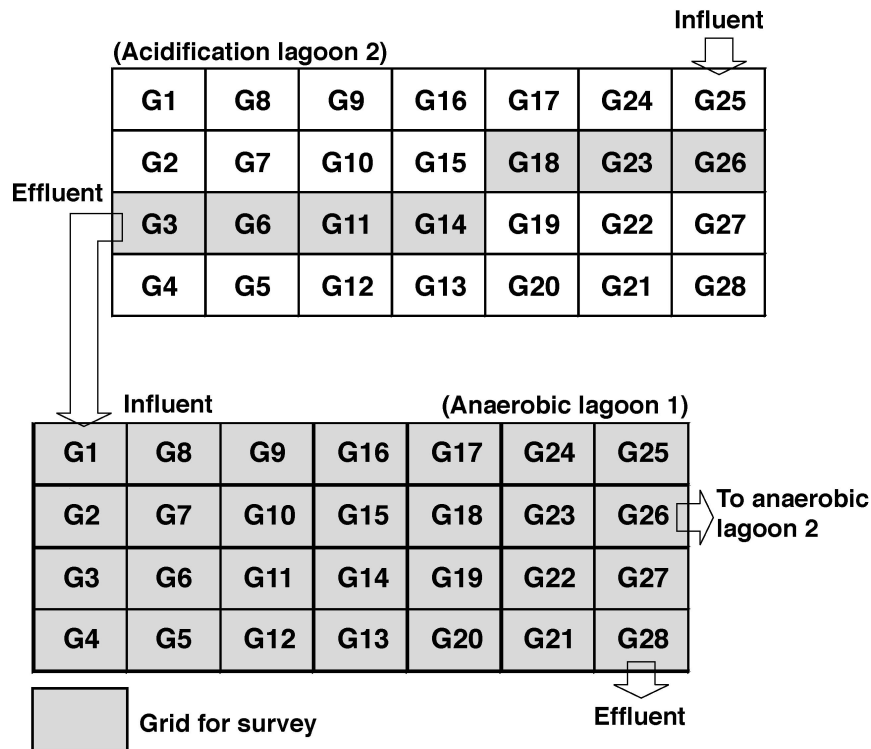


Fig.-3.2 Grid layout of acidification lagoon 2 and anaerobic lagoon 1.



Photo-3.1 Buogas Ver.IV.

3.2.4 メタン生成活性試験

嫌気性ラグーン1の流入口付近のグリッドG7および中央部付近のグリッドG19の汚泥を採取し、35°Cにおけるメタン生成活性を評価した。試験基質として、酢酸ナトリウム (2,000 mgCOD/L) と水素 ($H_2/CO_2 = 80/20$ [v/v], 140 kPa) を用いた。その他詳細な手順は既報 (Syutsuboら, 2001) に準じて行い、経時的にガス組成、ガス生成量を測定し、汚泥単位重量当たりのメタン生成活性を算出した。

3.3 実験結果および考察

3.3.1 ラグーンシステムにおける POME 処理

本研究で調査を行ったラグーンシステムは、2つの酸生成ラグーン (それぞれ酸生成ラグーン1, 酸生成ラグーン2) と、2つの嫌気性ラグーン (それぞれ嫌気性ラグーン1, 嫌気性ラグーン2) で構成されている。酸生成ラグーン2 流入口の pH は 3.6 ± 0.5 、温度は $46.5 \pm 2.6^\circ C$ 、嫌気性ラグーン1 流入口の pH は 4.6 ± 0.7 、温度は $43.2 \pm 2.6^\circ C$ 、嫌気性ラグーン1 流出口の pH は 7.7 ± 0.2 、温度は $33.6 \pm 1.1^\circ C$ という挙動を示した。工場から排出された POME は $80\text{--}90^\circ C$ の高温であったが、廃水の流下に伴い、外気温と同程度まで温度が低下していたことが確認された。

ラグーンシステム内における廃液の COD 組成の変化を Fig.-3.3 に示す。各値は、週に1回の頻度で採取した4日分のサンプルの平均値を用いた。28日間の調査期間中、工場から排出される POME の COD は $79,200 \pm 3,470$ mgCOD/L であり、嫌気性ラグーン1からの流出廃液の COD が $2,610 \pm 920$ mgCOD/L であった。油回収タンクを含む、嫌気性ラグーン1までのラグーンシステムの COD 除去率は 96.7% であり、本システムは、50日以上長い滞留時間を要する反面、工場から排出された POME を良好に処理していた。また、最もメタンが発生していた嫌気性ラグーン1の流入 COD は $35,900 \pm 12,300$ mgCOD/L であり、本ラグーン単独での COD 除去率は 92.7% であった。

工場から排出された POME は、油回収タンクで炭水化物と蛋白質がそれぞれ 56.1%、31.1% 除去されていることが確認された。この際、SS も 39.4% 除去されていることから、沈殿分離により固形性の炭水化物と蛋白質が除去されたことが考えられた。一方、脂質は 33.1% 増加していることが確認された。この原因として、油を回収する際に、回収し切れなかった油分がタンク内に蓄積していたことや、油回収タンクから酸生成ラグーン1へは、ポンプによって廃水を送液していた為、ポンプの採水位置が油の濃縮された層になっていた可能性などが考えられる。続いて、嫌気性ラグーンの前段である2つの酸生成ラグーンでは、酸生成ラグーン1への流入水を基準として、炭水化物、蛋白質、脂質はそれぞれ、71.2%、41.4%、52.8% 除去されており、炭水化物除去量とほぼ当量の VFA の生成も確認された。酸生成ラグーンの表層には大量のスカムが蓄積されていたことから、除去された物質の一部、特に脂質は酸性条件下で嫌気性微生物学的分解が進行しにくいことから、スカムとしてラグーン内に蓄積していると考えられた。従って、酸生成ラグーンには、糖類等の易分解性有機物を低分子化すると共に、脂質や繊維質等の難分解性有機物をトラップすることにより、後段の嫌気性ラグーンでの処理を安定化する役割があると言える。嫌気性ラグーン1では、炭水化物、蛋白質はそれぞれ 93.6%、82.8% 除去されており、流出水中から脂質は検

出されなかった。最終処理水中の残存有機物は、蛋白質とその他有機物がそれぞれ、37.6%、46.2%と大部分を占めており、ラグーンの汚泥に由来する蛋白質と、難分解性有機物のみが残存していることが推察された。

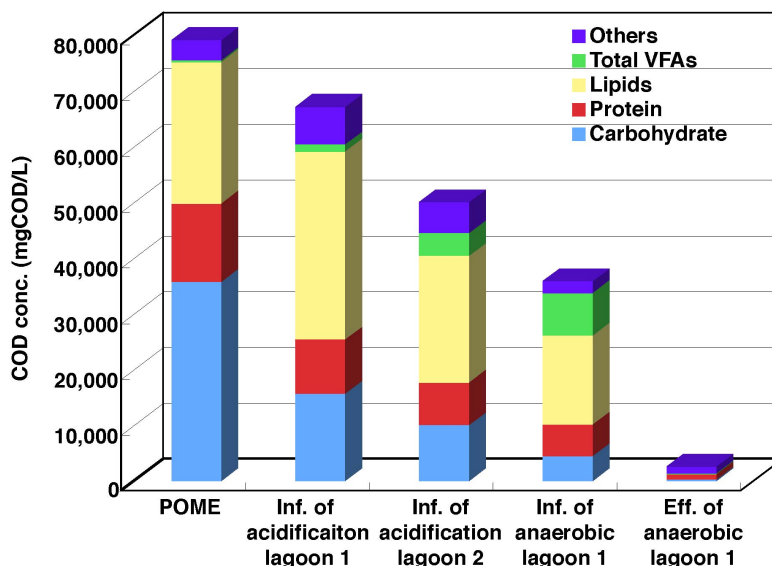


Fig.-3.3 COD composition of influent and effluent of each lagoon.

3.3.2 ラグーンから排出されるバイオガス

酸生成ラグーン2および嫌気性ラグーン1の各グリッドで測定された生成ガス組成、バイオガス生成速度、メタンガス生成速度および水質分析結果の最小値、最大値および平均値を Table-3.1 に示す。

(1) 酸生成ラグーン2

酸生成ラグーン2では、1) バイオガス生成速度が低く、Buogas気相部の置換に時間を要したこと、2) ラグーン表面に蓄積したスカムの粘性が高く、Buogasの設置および移動が困難であったことから、ラグーンの流入口と流出口を直線で結ぶ7グリッドのみでガス発生量を測定した。酸生成ラグーン2におけるバイオガス生成速度は、G11, G14, G18, G23, G26においては $0.80\text{--}1.30 \text{ Nm}^3/(\text{d}\cdot\text{m}^2)$ で推移したが、流出口付近のG3, G6では $0.18 \text{ Nm}^3/(\text{d}\cdot\text{m}^2)$ と生成速度が低下した。特徴的な傾向が見られたのは水素およびメタンのバイオガス中の濃度で、グリッドがラグーンの流出口に近づくにつれ、バイオガス中の水素濃度の減少とメタン濃度が増加する傾向が見られた。具体的には、ラグーン流入口付近のG26では、水素濃度が19.9%、メタン濃度が5.0%であったのに対し流出口付近のG3では、水素濃度が2.3%、メタン濃度が32.2%であった。酸生成ラグーン内の温度は約 45°C 、pHは酸性(4.3–4.9)であり、一般的にメタン生成古細菌の活性が低下する条件下であった為、メタン生成古細菌による水素除去が行われず、バイオガス中に酸生成に伴い生成する水素が蓄積していったことが示唆された。

(2) 嫌気性ラグーン 1

嫌気性ラグーン 1 においては、各グリッドの温度は 29.6–35.7°C の間であり、平均約 35°C の中温域であった。また pH は、嫌気性ラグーンに流入する廃液の pH が 3.0–6.4 程度であったにも関わらず、廃液流入口の近くである G1 および G2 において pH が 6 強であった他は、6.9–8.4 (平均 7.5) で推移していた。これは、嫌気性ラグーンにおいては、流入する廃液量に対してラグーン容積が過大であることによる緩衝効果により、pH がメタン発酵に適切な領域まで上昇し、またそれによりメタン発酵が進行することから VFA が消費され、メタン生成が起こる際に生じる二酸化炭素が液中に溶け込むこと、および蛋白質の分解に伴うアンモニアの生成によりアルカリ源が供給されるなどの環境が整っている為であると考えられる。

バイオガス発生量については、流入口と流出口を直線で結ぶ近辺のグリッドについては流入口からラグーン中央部分にかけて高く、流出口に向け少しずつ減少していく傾向が見られた。このことから、これらのグリッドはこのラグーンにおける廃液の主な流路になっており、廃液の分解に伴って各グリッドの有機物負荷が低下し、発生するバイオガス量が減少したと考えられる。一方、ラグーン端のグリッドから発生するバイオガス量は、流入口と流出口を直線で結ぶ近辺のグリッドに比べ少ない傾向が見られた。

バイオガス中の水素濃度は、流入口付近の G1 および G2 においてのみ 0.3% 以下の濃度で検出されたが、それ以外のグリッドにおいては検出限界以下であった。一方、メタン濃度は流入口付近の G1 で 44.1% であったが、それに隣接するグリッド (G2, G7, G8) では既に 60% 前後にまで上昇し、それ以外のグリッドでは 67.3–75.6% であった。また硫化水素濃度は、流入地点から 2 番目に近いグリッドである G2 で最大の 3,400 ppm となり、流出地点に一番近いグリッドである G28 で最小の 1,100 ppm となった。

これまでに POME を処理しているラグーンシステムから放出されるメタンガス量を現地調査により求めた報告は 2 つある。Shirai らはラグーンへの廃液の流入側、ラグーン中央、および流出側の 3 箇所 Chamber を設置し、一ヶ月間の測定を行っている (Shirai ら, 2003)。その結果、流入側およびラグーン中央ではメタン濃度が 50% 程度であったが、流出側では 10% にまで減少したと報告しており、本研究とは異なる挙動を示している。またバイオガス生成速度は流入側で $3.74 \text{ m}^3/(\text{d}\cdot\text{m}^2)$ ($2.6 \text{ L}/(\text{min}\cdot\text{m}^2)$) であったのに対し、中央および流出側では $1.01 \text{ m}^3/(\text{d}\cdot\text{m}^2)$ ($0.7 \text{ L}/(\text{min}\cdot\text{m}^2)$) 程度であったと報告している。Yacob らはラグーンの流入側と流出側に 2 箇所ずつ、合計 4 箇所 Chamber を設置し、それを 2 つの嫌気性ラグーンを対象として 52 週間の長期連続モニタリングを行っている (Yacob ら, 2006)。測定期間平均のメタン濃度は 54.4% で、工場の運転状況などによりその値は 35–70% の間で変動したと報告している。またバイオガス生成速度は $0.72\text{--}3.46 \text{ m}^3/(\text{d}\cdot\text{m}^2)$ ($0.5\text{--}2.4 \text{ L}/(\text{min}\cdot\text{m}^2)$) の間で推移し、平均は $2.16 \text{ m}^3/(\text{d}\cdot\text{m}^2)$ ($1.5 \text{ L}/(\text{min}\cdot\text{m}^2)$) であったと報告している。本研究で得られた嫌気性ラグーンの前段に設置された酸生成ラグーンにおいても POME の低分子化が進行しており、嫌気性ラグーンにおいて分解される POME の成分が他の研究と異なる為、発生するガスの組成に差が見られた一因である。

と考えられる。一方、バイオガス生成速度は $0.61\text{--}5.19 \text{ Nm}^3/(\text{d}\cdot\text{m}^2)$ 、平均 $2.61 \text{ Nm}^3/(\text{d}\cdot\text{m}^2)$ と他の報告と同程度であった。

ラグーンの入入口付近のグリッド G7 と、中央部付近のグリッド G19 から採取した汚泥のメタン生成活性を評価したところ、酢酸基質では G7 汚泥の活性が $0.036 \text{ kgCOD}/(\text{gVSS}\cdot\text{d})$ 、G19 汚泥の活性が $0.033 \text{ kgCOD}/(\text{gVSS}\cdot\text{d})$ とほぼ同程度であった。一方、水素基質では流入入口付近の G7 汚泥の活性が、 $0.041 \text{ kgCOD}/(\text{gVSS}\cdot\text{d})$ であるのに対し、中央部付近の G19 汚泥では、 $0.225 \text{ kgCOD}/(\text{gVSS}\cdot\text{d})$ となり、G7 汚泥と比較して 5.4 倍高い活性を有していた。本調査期間における嫌気性ラグーン 1 の有機物負荷 (OLR: Organic Loading Rate) は $0.593\pm 0.361 \text{ kgCOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ であった。G7 および G19 の汚泥濃度 $7.95\pm 0.22 \text{ gVSS/L}$ をラグーン全体の平均と仮定して、嫌気性ラグーン 1 の COD 汚泥負荷を算出すると $0.075\pm 0.045 \text{ kgCOD}/(\text{gVSS}\cdot\text{d})$ となり、ラグーン内の汚泥が、負荷に対して十分なメタン生成活性を有していたと考えられる。

Table-3.1 Minimum, maximum and average value of biogas composition, biogas production rate methane production rate and chemical characteristics of each lagoon.

Parameter	Acidification lagoon 2			Anaerobic lagoon 1		
	Minimum	Maximum	Average	Minimum	Maximum	Average
pH (-)	4.38	6.38	4.96	6.15	8.46	7.55
Temperature (°C)	-	-	-	29.6	35.7	34.5
Biogas production rate ($\text{Nm}^3/(\text{d}\cdot\text{m}^2)$)	0.18	1.30	0.77	0.61	5.19	2.61
Methane conc. (%)	5.0	32.2	20.0	44.1	75.6	70.2
Hydrogen conc. (%)	2.3	19.9	9.6	N.D.	0.111	-
Hydrogen sulfide conc. (ppm)	50	300	181	1,100	3,400	2,150
COD conc. (gCOD/L)	80.4	107	95.7	1.5	52.2	11.9
Methane production rate ($\text{Nm}^3/(\text{d}\cdot\text{m}^2)$)	0.061	0.811	0.327	0.45	3.07	1.79

(3) ラグーンシステムからのメタンガス放出量

POME が含む炭素源はパーム椰子が固定した二酸化炭素と考えることで、POME 処理過程において二酸化炭素発生はカーボンニュートラルと見なすことができ、地球温暖化への寄与はないと考えることができる。一方、炭素源がメタンとして大気中に放出された場合、メタンの温室効果が二酸化炭素の 25 倍になることから、カーボンニュートラルとは見なせず、POME 処理過程における温暖化対策が重要となる。

本研究では典型的なラグーンシステムの酸生成ラグーンおよび嫌気性ラグーンから発生するバイオガス量およびその組成を調べた。水質分析結果は、前段 2 つの酸生成ラグーンではメタンが発生しにくい環境になっていることを示しており、酸生成ラグーンでは最もメタン濃度が高いところでも 32.2% しかなく、また平均バイオガス生成速度は嫌気性ラグーンの 1/3 程度、平均メタンガス生成速度は 1/19 し

かなかった。なお、酸生成ラグーンから1日あたりに放出されるメタンガスの量は、各グリッドからのメタンガス生成速度の平均値を用いて計算したところ、 $347 \text{ Nm}^3/\text{d}$ であった。

一方、嫌気性ラグーンからは高濃度のメタンを含むバイオガスが大量に発生していた。嫌気性ラグーン内におけるメタンガス生成速度の分布を Fig.-3.4 に示す。ラグーン内のメタンガス生成速度の分布は、バイオガス発生量と同様に廃液流入口からラグーン中央部にかけて高く、特に流入口と中央部の中間地点のグリッドである G2, G7, G10, G13, G14 で $300 \text{ Nm}^3/\text{d-grid}$ 以上と高く、当該グリッドからのメタン放出量はラグーン全体の 26.8% を占めていた。最も高いメタンガス生成速度は、G2 の $411 \text{ Nm}^3/\text{d-grid}$ であった。次いで流入口から流出口を結ぶ直線上にメタンガス生成速度が高いグリッドが分布しており、その他の部分はメタンガス生成速度が低い傾向が見られた。嫌気性ラグーン1 から1日あたりに放出されるメタンガスの量は、各グリッドからの放出量を合計して算出したところ、 $6,710 \text{ Nm}^3/\text{d}$ であった。ラグーンからのメタンガス放出量の算出において、Yacob らは嫌気性ラグーンの全端部分から 5 m 内側の範囲(ラグーン表面積の 76.3% 部分)を活性の高い部分と定義し、その範囲内の4箇所から測定したメタン生成速度の平均値をその面積に乗じている(Yacob ら, 2006)が、この面積の決定方法には活性の高い部分の定義など不明快なところもある。また、本研究においては、廃液流入口付近やラグーンの端であっても、高いメタン生成速度が確認されている。ラグーンによってメタンガス発生特性が異なると考えられるが、本研究で用いた方法は、嫌気性ラグーン内のより詳細なメタンガス生成速度の分布を把握し、全体の放出量を算出している為、従来法と比較して、より正確なメタンガス放出量を測定可能であると考えられる。一方、本手法ではメタンガスの放出量の正確な把握に手間がかかるが、測定した 28 のグリッドのうち半数グリッド(奇数もしくは偶数)からのメタン生成量の平均(奇数 $240 \text{ Nm}^3/\text{d}$, 偶数 $240 \text{ Nm}^3/\text{d}$)でも、全体のグリッドからのメタン生成量とほぼ同等の値が算出される為、グリッド数を半減しても、精度を落とさずに計測可能であると考えられる。

当該調査期間における工場からの平均 POME 排出量は $206 \text{ m}^3/\text{d}$ であったことから、 $1 \text{ m}^3 = 1 \text{ t}$ とし、嫌気性ラグーン1の流入出廃液の平均 COD 濃度 (50.1 gCOD/L および 2.61 mgCOD/L) を用いて除去 COD 量当たりのメタン生成量を算出すると、 $0.490 \text{ kgCH}_4/\text{kgCOD}$ ($= 6,710 \text{ Nm}^3/\text{d} \times 16 \text{ kgCH}_4 / 22.4 \text{ Nm}^3\text{CH}_4 / ((50.1 - 2.61) \text{ kgCOD}/\text{m}^3 \times 206 \text{ m}^3/\text{d})$) となり、メタンの COD 当量 $0.25 \text{ kgCH}_4/\text{kgCOD}$ の約2倍となっていた。POME 排出量から算出される嫌気性ラグーンの除去 COD 量は、ラグーンの HRT や工場の運転状況などを考慮すると誤差を含むと考えられる。そこで当該工場の年間平均 POME 排出量である $284 \text{ m}^3/\text{d}$ を用いて除去 COD 量当たりのメタン生成量を算出すると $0.355 \text{ kgCH}_4/\text{kgCOD}$ となった。一方、Yacob らの報告では、嫌気性ラグーン内で除去された COD 量当たりのメタン生成量は、 $0.238 \text{ kgCH}_4/\text{kgCOD}$ であり(Yacob ら, 2006), IPCC の定める値とほぼ同じであった。また、閉鎖型の嫌気性リアクターを用いて POME 処理を行った報告では、除去 COD 量当たりのメタン生成量は $0.107\text{--}0.300 \text{ kgCH}_4/\text{kgCOD}$ の範囲であり(Faisal & Unno, 2001; Najafpour ら, 2006; Yacob ら, 2006), 本研究ではいずれの報告よりも高い結果となった。当該ラグーンでは約4年間汚泥の引き抜き等のメンテナンスを一切行

っていなかった為、ラグーン内へ蓄積した有機物の分解や、増殖した汚泥の自己分解に伴うメタン生成量が上乗せされていたことが予測された。

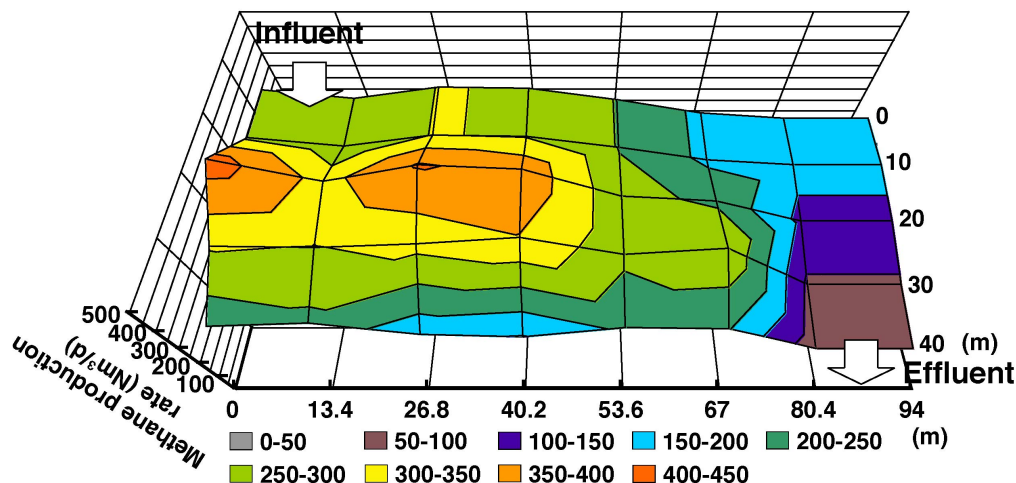


Fig.-3.4 Distribution of methane production rate in anaerobic lagoon 1 at first survey.

(4) ラグーン内蓄積有機物が温室効果ガス放出量へ与える影響

本研究で行ったメタンガス放出量測定手法の再現性を得る為、調査実施 1 年後に再調査を行った。Table-3.2 に 1 回目と 2 回目の結果の比較を示す。2 回目の調査時では、pH が 5.55–7.52、バイオガス生成速度およびメタン生成速度はそれぞれ $0.37\text{--}0.94 \text{ Nm}^3/(\text{d}\cdot\text{m}^2)$ 、 $0.19\text{--}2.44 \text{ Nm}^3/(\text{d}\cdot\text{m}^2)$ と、1 回目の調査時と比較して全体的に低くなっていることが確認された。最大水素濃度は 1 回目の調査時の約 8 倍に、各グリッドの COD 濃度は 1 回目の調査時の約 2 倍に増加していることから、嫌気性ラグーン全体の活性が、1 回目の調査時と比較して低下していることが推察された。一方、バイオガス中のメタン濃度に関しては、流入部に近い G2 で最小値の 46.7%，流出部に近い G28 で最大値の 80.7% が得られ、平均値は 74.3% と、1 回目の調査よりやや高い結果が得られた。COD 除去率およびメタン生成速度が低下しているにも関わらず、バイオガス中のメタン濃度が高くなっていることから、嫌気性ラグーン内の有機物分解においては、加水分解過程が律速段階となっていることが示唆された。また、嫌気性ラグーン 1 内の温度は全グリッド共に約 35°C であった。

嫌気性ラグーン 1 全体から 1 日当たり発生するメタンガスの量は、 $4,450 \text{ Nm}^3/\text{d}$ であり、1 回目の $6,710 \text{ Nm}^3/\text{d}$ の 66.3% まで低くなっていることが確認された。ここで、嫌気性ラグーン内における除去 COD 量当たりのメタン生成量を算出すると (実測値より、流入 COD 濃度 66.7 gCOD/L 、流出 COD 濃度 5.1 gCOD/L 、流量 $250 \text{ m}^3/\text{d}$ と設定)、 $0.206 \text{ kgCH}_4/\text{kgCOD}$ ($= 4,450 \text{ Nm}^3/\text{d} \times 16 \text{ kgCH}_4 / 22.4 \text{ Nm}^3\text{CH}_4 / ((66.7 - 5.1) \text{ kgCOD}/\text{m}^3 \times 250 \text{ m}^3/\text{d})$) となり、IPCC の定める排出係数および既報の値と同程度となった。

Fig.-3.7 に 2 回目調査時の嫌気性ラグーン内におけるメタンガス生成速度の分布を示す。流入口付近では 1 回目同様に高いメタンガス生成速度を有しているが、ラグーン中央部からのメタンガス生成速度

が初年度と比較して著しく低下していることが確認された。当該工場に確認したところ、G9, G10, G15, G16 付近から汚泥の引抜きが行われており、その結果として中央部のメタンガス生成速度の著しい低下を招いたことが示唆された。従って、1回目の調査時における除去 COD 当量以上のメタン生成の要因として、ラグーン内へ蓄積した有機物の分解や、増殖した汚泥の自己分解に伴うものであったことが確認された。

今回行われた2回の調査の条件として、1回目は嫌気性ラグーン内に最も有機物が蓄積しており、かつ汚泥が増殖した条件であり、2回目は蓄積した有機物および増殖した汚泥が除去された条件となる。従って、汚泥の引抜きを行うまでの4年間におけるメタン生成量の最大値と最小値と見なすことができると考えられた。当該工場の年間平均 POME 排出量は $284 \text{ m}^3/\text{d}$ であることから、POME を 1 m^3 処理した際に排出される温室効果ガスの量は、 $0.280\text{--}0.422 \text{ t-CO}_2\text{e}/\text{m}^3\text{-POME}$ ($= 4,450\text{--}6,710/2 \text{ Nm}^3\text{-CH}_4/\text{d} / (284 \text{ m}^3\text{-POME}/\text{d}) \times 16 \times 10^{-3} \text{ t-CH}_4/22.4 \text{ Nm}^3\text{-CH}_4 \times 25 \text{ t-CO}_2\text{e}/\text{t-CH}_4$, 平均値: $0.351 \text{ t-CO}_2\text{e}/\text{m}^3\text{-POME}$) と算出された。Reijnders と Huijbregts は、消費するエネルギーの75%を化石燃料由来とした場合のパーム油産業から排出される温室効果ガス量を $2.6\text{--}18.2 \text{ t-CO}_2\text{e}/\text{t-CPO}$ と試算している (Reijnders & Huijbregts, 2008)。CPO 生産当たりの POME 排出量を $2.5 \text{ m}^3\text{-POME}/\text{t-CPO}$ とした場合、嫌気性ラグーンから排出される温室効果ガス量は、 $0.70\text{--}1.06 \text{ t-CO}_2\text{e}/\text{t-CPO}$ ($= 0.280\text{--}0.422 \text{ t-CO}_2\text{e}/\text{m}^3\text{-POME} \times 2.5 \text{ m}^3\text{-POME}/\text{t-CPO}$) となり、パーム油工場全体の $3.8\text{--}16.2\%$ となった。従って、嫌気性ラグーンから大気放出されているメタンを回収し、化石燃料の代替燃料として一部利用することが出来れば、廃水処理システムからだけでなく、パーム油の生産側から排出される温室効果ガス量も削減可能であることが示唆された。

Table-3.2 Minimum, maximum and average value of biogas composition, biogas production rate methane production rate and chemical characteristics of anaerobic lagoon 1 at first and second survey.

Parameter	First survey (5th Feb.-4th Mar., 2009)			Second survey (2nd-26th Mar., 2010)		
	Minimum	Maximum	Average	Minimum	Maximum	Average
pH (-)	6.15	8.46	7.55	5.55	7.52	7.13
Biogas production rate ($\text{Nm}^3/(\text{d}\cdot\text{m}^2)$)	0.61	5.19	2.61	0.37	4.94	2.11
Methane conc. (%)	44.1	75.6	70.2	46.7	80.7	74.3
Hydrogen conc. (%)	N.D.	0.111	-	N.D.	0.830	-
COD conc. (gCOD/L)	1.5	52.2	11.9	2.8	60.3	21.6
Methane production rate ($\text{Nm}^3/(\text{d}\cdot\text{m}^2)$)	0.45	3.07	1.79	0.19	2.44	1.19

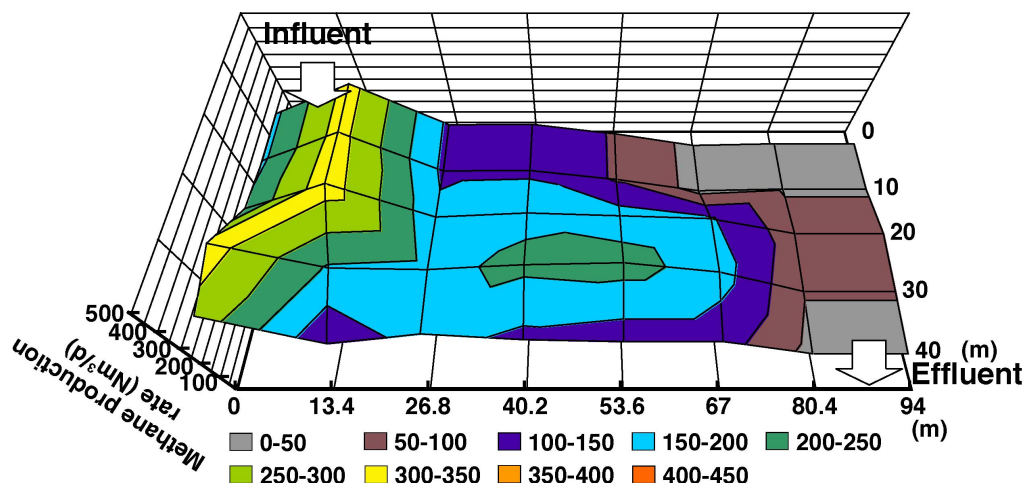


Fig.-3.5 Distribution of methane production rate in anaerobic lagoon 1 at second survey.

3.4 小括

本章では、POMEを連続的に処理しているラグーンシステムにおけるメタンガス放出量およびPOMEの分解挙動を明らかにした。システム前段処理の酸生成ラグーンでは、POME中の炭水化物、蛋白質、脂質がそれぞれ、71.2%、41.4%、52.8%除去されており、炭水化物除去量とほぼ当量のVFAの生成も確認された。また、ラグーン表面には脂質と固形分で構成されたスカムの蓄積が確認された。従って、酸生成ラグーンは、糖類等の易分解性有機物を有機酸等まで低分子化すると共に、POME中の難分解性物質である脂質や繊維質をスカムとしてトラップ・分離することにより、後段処理の嫌気性ラグーンでの処理を効率化する役割を担っていることが確認され、ラグーンシステム全体でのCOD除去率は96.7%であった。

本研究では、メタンガス生成速度の測定箇所数を増やすことにより、ラグーン内におけるメタン生成速度の詳細な分布を明らかにし、従来法と比較して、より正確なメタンガス放出量の把握が可能となった。当該ラグーンシステムにおける主たるメタンガス発生源は嫌気性ラグーン1であり、メタン生成速度は0.19-3.07 Nm³/(d.m²)であり、前段処理の酸生成ラグーン2の19倍のメタン生成速度であった。また、ラグーンの流入部と流出部を結ぶ直線上にメタン生成速度の高いグリッドが分布しており、ラグーンの端部分では、メタン生成速度が低い傾向が確認された。

ラグーン内からの蓄積汚泥の引抜き前後で調査を実施したところ、当該ラグーンからPOME 1m³処理当たり排出される温室効果ガス量は、0.280-0.422 t-CO₂e/m³-POMEとなっており、汚泥引抜き前では、ラグーン内に蓄積した有機物の分解や、増殖した汚泥の自己分解に伴う温室効果ガスも排出されていることが確認された。2012年のマレーシア、インドネシア両国におけるCPO生産量 4,760 万トンであり、CPO 1トン生産当たり2.5 m³のPOMEが排出されるとすると、マレーシア、インドネシア両国のパーム油工場の廃水処理システムから1年間で排出される温室効果ガス量は、3,330-5,020 万t-CO₂e/yearとなる。この値は2011年度の日本国内における温室効果ガス放出量 13億700万トン (環境省, 2011) の2.5-3.8%に当たることから、CDM事業を展開するメリットが十分あると考えられた。

ラグーンからの温室効果ガス発生特性をより詳細に把握することができる本手法は、今後、POME 関連の CDM 事業評価手法などとして、パーム油産業における CDM 事業展開に貢献することが期待される。

第3章 参考文献

Faisal, M. and Unno, H. 2001. Kinetic analysis of palm oil mill wastewater treatment by a modified anaerobic baffled reactor. *Biochem. Eng. J.*, 9, 25-31.

Hassan, M. A., Sulaiman, A., Shirai, Y. and Abd-Aziz, S. 2009. Methane capture and clean development mechanism project for sustainability of palm oil industry in Malaysia. *J. Appl. Sci. Res.*, 5 (10), 1568-1581.

IPCC, 2006. Guidelines for national greenhouse gas inventories. In : Eggleston, S., Buendia, L., Miwa, K., Nagara, T. and Tanabe, K. (Eds.). Waste, Wastewater treatment and discharge. Doorn., M. R. J., Towprayoon, S., Vieira, S. M. M., Irving, W., Plmer, C. Pipatti, R. and Wang, C.

Lam, M. K. and Lee, K. T. 2011. Renewable and sustainable bioenergies production from palm oil mill effluent (POME) : Win-win strategies toward better environmental protection. *Biotechnol. Adv.*, 29, 124-141.

Najafpour, G. D., Zinatizadeh, A. A. L., Mohamed, A. R., Isa, M. H. and Nasrollahzadeh. 2006. High-rate anaerobic digestion of palm oil mill effluent in an upflow anaerobic sludge-fixed film bioreactor. *Process. Biochem.*, 41, 370-379.

Shirai, Y., Wakisaka, M., Yacob, S., Hassan, M. A. and Suzuki, S. 2003. Reduction of methane released from palm oil mill lagoon in Malaysia and its countermeasures. *Mitig. & Adapt. Strateg. for Global Change*, 8, 237-252.

Syutsubo, K., Shinthurat, N., Ohashi, A. and Harada, H. 2001. Population dynamics of anaerobic microbial consortia in thermophilic granular sludge in response to feed composition change. *Wat. Sci. Tech.*, 43, 59-66.

Yacob, S., Hassan, M. A., Shirai, Y., Wakisaka, M. and Subash, S. 2006. Baseline study of methane emission from anaerobic ponds of palm oil mill effluent. *Sci. of the Total Environ.*, 366, 187-196.

Yacob, S., Shirai, Y., Hassan, M. A., Wakisaka, M. and Subash, S. 2006. Start-up operation of semi-commercial closed anaerobic digester for palm oil mill effluent treatment. *Proc. Biochem.*, 41, 962-964.

環境省, 2011. 2011年度(平成23年度)温室効果ガス排出量. 引用 (<http://www.env.go.jp/earth/ondanka/ghg/index.html>).

社団法人日本下水道協会, 1984. 下水試験方法 1984年度版.

第4章 タイ天然ゴム産業における廃水処理システムからの温室効果ガス排出量

4.1 はじめに

タイは世界最大の天然ゴム生産国であり、2012年における年間生産量は350万トンと、世界シェアの約3割を占めている。2.4節で述べた様に、天然ゴム製造工場における廃水処理システムは、嫌気性ポンドと曝気ポンドが最も一般的であるが(Thongnuekhang & Puetpaiboon, 2004; Chaiprapat & Sdoodee, 2007)、開放型のシステムである為、嫌気性処理過程で排出されるメタン等の温室効果ガスの大気放出や、硫化水素等の悪臭の発生が問題となっている。また、曝気ポンドでの電力消費、曝気ポンドで発生する余剰汚泥の処理由来の温室効果ガスも排出されていることから、現状の廃水処理システムの環境へ与える負荷は大きい。しかしながら、3章で対象としたPOMEと比較して、天然ゴム製造過程で排出される廃水は有機物濃度が低く、ゴム成分由来の有機物も多く含んでいることから、嫌気性ポンドから排出されるメタンの量は少ないことが予測され、パーム油産業とは対照的に天然ゴム産業へのCDM事業展開は進んでいない。

一方、天然ゴム製造過程から排出される温室効果ガスのうち、電力消費由来のものが占める割合は大きく、製造コストを削減するという観点からも、電力消費量を削減することは生産者側にとってもメリットのある取り組みとなる。また、現状では温室効果ガスとして廃水処理過程で排出されているメタンガスに関しても、回収・利用することにより生産側のエネルギーを補うことが可能となる。しかしながら、天然ゴム製品は、その種類によって排出される廃水の組成や量が大きく異なっており、工場ごとに生産物も異なっていることから、それぞれの廃水当たりに排出される温室効果ガス量を把握する必要がある。タイにおける主要な天然ゴム製品はCL、RSSとTSR(タイの場合はSTR: Standard Thai Rubber)の三種類であり、タイ国内での生産量の大きな内訳はそれぞれ40%、40%、20%となっている。また、CLの輸出量の約70%をタイが占めている(Jawjitら, in press)。そこで、本章では、上記3種類の天然ゴム製品を製造している工場内の廃水処理システム(ポンドシステム)内から排出される温室効果ガス量の算出を行った。また、ポンドシステムによる廃水処理性能の評価を行うことで、現状のシステムの課題を抽出し、第7章において適切な廃水処理システムの提案を行うこととする。

4.2 実験方法

4.2.1 調査対象工場およびポンドシステムの概要

Fig.-4.1に工場内の廃水処理システムを示す。調査を実施した工場では、CL、RSSとSTRの三種類のゴム製品を製造しており、それぞれの製造工程から排出される廃水は、別々の処理系統により処理が行われていた。Table-4.1にそれぞれの廃水組成を示す。CL廃水は、NRLを遠心分離により濃縮した際に生成された漿液に硫酸を添加し、残存ゴム分を回収した後の廃水となっている為、有機物濃度が他の2種類の廃水と比較して高く、また硫酸塩も高濃度に含まれていた。RSS廃水は、NRLに酢酸を添加し、ゴム分

を凝固・回収した未燻煙シート (Unsmoked Sheet: USS) の洗浄排水, STR 廃水は, カップランプから製造されたゴムの洗浄廃水である為, 有機物濃度は CL 廃水より低い, COD 成分中の固形性 COD 成分が占める割合が RSS 廃水, STR 廃水でそれぞれ 42.2%, 62.8%と高く, 廃水中にゴム分由来の固形性有機物が含まれていることが示唆された. 廃水の排出量は, STR 廃水, RSS 廃水, CL 廃水の順に高く, それぞれ 2000 m³/d, 500 m³/d, 75 m³/d であった.

最も高濃度の廃水である CL 廃水は, 曝気ポンド (HRT: 7.8 日) により処理され, 沈殿槽 (HRT: 0.5 日) で余剰汚泥を取り除いた後, RSS 廃水と共に後段の3つの嫌気性ポンド (HRT: 28.7 日) で処理が行われていた. 一方, 最も排出量の多い STR 廃水は, 沈殿槽 (HRT: 0.3 日) で残存ゴム分を分離した後, 2つの嫌気性ポンド (HRT: 7.8 日) により処理が行われていた. その後, 3 廃水の嫌気性処理水は曝気ポンド (HRT: 2.5 日) と2つの通性ポンド (HRT: 5.4 日) により処理され, 最終処理水として排出されていた. また, CL 廃水処理および後段の曝気ポンドから排出された余剰汚泥は, 汚泥乾燥ポンドへポンプにて移送され, プランテーション内の肥料として使用されていた.

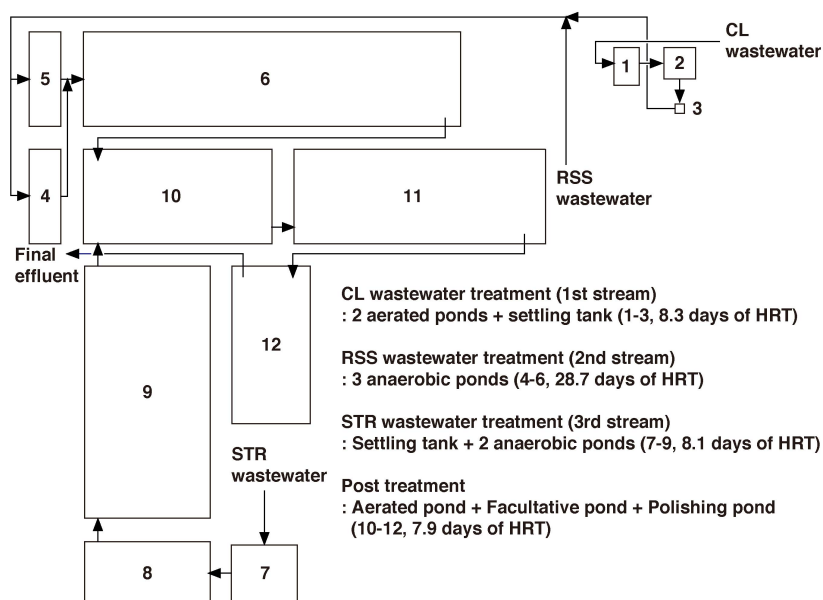


Fig.-4.1 Schematic diagram of wastewater treatment system in the factory.

Table-4.1 Chemical characteristics of CL, RSS and STR wastewater

Parameter	Unit	Average±SD*		
		CL	RSS	STR
pH	-	5.56±0.81	7.76±0.08	7.72±0.13
Total COD	mgCOD/L	14,300±3,600	811±82	2,330±540
Soluble COD	mgCOD/L	13,400±3,600	467±29	866±205
Total BOD	mgBOD/L	12,000±4,700	600±91	1,560±440
SS	mgSS/L	2,310±870	387±43	1,100±400
Sulfate	mgS/L	2,090±610	37±5	13±7

*: Standard deviation

4.2.2 水質分析

ポンドシステム全体での有機物分解状況を把握する為、工場内での生産量の多い11月-1月の期間に、工場から排出された各廃水および各ポンドの流入・流出廃液を採取し、pH、COD_{Cr}、生物学的酸素要求量 (BOD: Biochemical oxygen demand)、SS および硫酸塩を測定した (n=8)。サンプルは工場が稼働し、天然ゴム製品の製造に伴い廃水が排出される午前9時頃に行った。pHはポータブルpH計 (HM-20P, TOA DKK) により測定した。BODは下水試験方法 (下水試験方法, 1984) に準じて、硝化抑制試薬を加え、硝化作用を抑制した状態でBODを測定した。硫酸塩は、Hach社のSulfaVer4法を用いて分析した。COD_{Cr}およびSSの分析は、3.2.2項と同様に行った。

4.2.3 温室効果ガス排出量の算定

ポンドシステムから排出される温室効果ガスは、ポンプやエアレーター等の消費電力由来のものと、嫌気性ポンドから排出されるメタンの量の合計として算出した。消費電力量は工場関係者からの聞き取り調査により取得した。電力消費由来の温室効果ガス排出量は、2011年のタイにおける二酸化炭素排出係数 0.54 kgCO₂/kWh (EGAT, 2012) を用いて算出した。嫌気性ポンドからのメタン排出量の算出は、ポンド内での有機物分解量から、硫酸塩還元細菌により利用された有機物分解量を差し引いたものをメタン生成分として算出した。

4.3 実験結果および考察

4.3.1 ポンドシステム内における有機物分解挙動

Table-4.2に各ポンドの流入水および流出水の組成を示す。CL廃水処理におけるCOD、BOD、SS除去率はそれぞれ92.4%、96.0%、43.3%であり、有機物については高い除去率を有していたが、固形分に対する除去率が低い傾向が確認された。CL廃水中には硫酸添加により凝固し切らなかったゴム分が含まれており、ゴムは水よりも比重が小さい為沈殿槽で沈降分離されず、流出水中に含まれていたことが、固形分および固形性CODの除去率が低い原因であることが示唆された。Photo-4.1に工場稼働後の嫌気性が

ンドの様子を示す。嫌気性ポンドの表層には、流入する CL 処理水と RSS 廃水由来のゴムが凝固し浮上していることが確認された。これらのゴムは、工場内のワーカーにより回収され、低品質のゴムとして使用されていた。CL 処理水中の硫酸塩濃度は、 $1,510 \pm 210 \text{ mgSO}_4^{2-}\text{-S/L}$ と高濃度であったが、RSS 廃水に希釈されることにより、嫌気性ポンド流入水では $43 \pm 12 \text{ mgSO}_4^{2-}\text{-S/L}$ まで低下していた。3つの嫌気性ポンドにおける COD および SS の除去率はそれぞれ、37.3%、38.8%と低かった。CL 処理水と RSS 廃水を処理する3つの嫌気性ポンドの HRT は 28.7 日と全システム中で最も長いにも関わらず、COD、SS 共に除去率が 40%以下と低いことから、当該ポンドが十分に機能していないことが示唆された。また、当該ポンド内で除去された COD 成分のうち、硫酸塩還元により利用された部分は 25%を占めていた。

最も廃水排出量の多い STR 廃水は、沈殿槽と2つの嫌気性ポンドにより処理が行われており、COD、BOD、SS はいずれも 80%以上除去されており、HRT も 8.1 日と前述の嫌気性ポンドの約 30%であることから、優れた廃水処理性能を有していることが確認された。STR 廃水に含まれる硫酸塩は、COD 濃度に対して約 1%であることから、当該ポンド内で除去された有機物のほとんどがメタンに転換していることが示唆された。また、廃水濃度、廃水排出量、硫酸塩濃度、ポンド内での COD 除去量の観点から、当該ポンドが全廃水処理システム内で最も温室効果ガス放出量に影響が大きいことが考えられた。

後段処理部分では、曝気ポンドにおいて菌体増殖に伴う SS の増加が確認されたが、その後の通性ポンドを通過することで、最終処理水の COD、BOD、SS 濃度および pH はそれぞれ $112 \pm 20 \text{ mgCOD/L}$ 、 $46 \pm 18 \text{ mgBOD/L}$ 、 $49 \pm 15 \text{ mgSS/L}$ 、 7.99 ± 0.08 となり、BOD を除く項目においてタイにおける排水基準を達成していた。従って、排水基準を達成する為には、後段処理部分の処理性能を向上させる必要があることが示唆された。

4.3.2 ポンドシステムにおける電力消費由来の温室効果ガス排出量

Table-4.3 にポンドシステム内における消費電力を示す。ポンドシステム内での電力消費は、好気性処理を行っている CL 廃水処理と後段処理のみであり、RSS 廃水および STR 廃水の処理を行う嫌気性ポンドでは、廃水を各ポンドの高低差により流しており、ポンド内で攪拌も行っていない為、電力消費はゼロであった。電力を消費する機器は CL 廃水の送液および余剰汚泥の引抜きに使用するポンプと、ポンド内の曝気に使用するエアレーターとブロワーであった。ポンドシステム内の電力消費量のうち、99.4%を曝気ポンドのエアレーターおよびブロワーが占めており（内、32.8%が CL 廃水処理、66.6%が後段処理）、これらが主な温室効果ガス排出源であることが確認された。CL 廃水処理、後段処理およびシステム全体から排出される、電力消費由来の温室効果ガス量はそれぞれ、 $0.245 \text{ t-CO}_2\text{e/d}$ 、 $0.489 \text{ t-CO}_2\text{e/d}$ および $0.734 \text{ t-CO}_2\text{e/d}$ であった。

Table-4.2 Chemical characteristics of influent and effluent of each pond.

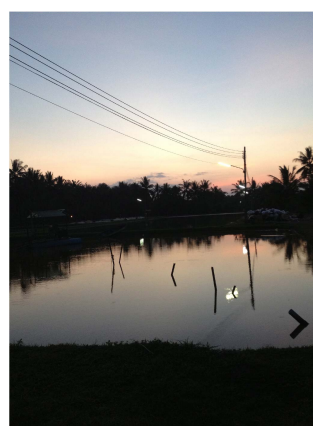
Parameter	Unit	Average±SD*				
		CL wastewater treatment		CL + RSS wastewater treatment		
		CL wastewater	ST (3) eff.	RSS wastewater	AnP (4,5) inf.	AnP (6) eff.
pH	-	5.56±0.81	7.61±0.32	7.76±0.08	7.69±0.09	7.51±0.06
Total COD	mgCOD/L	14,300±3,600	1,080±520	811±82	801±165	502±43
Soluble COD	mgCOD/L	13,400±3,600	342±104	467±29	444±69	232±30
Total BOD	mgBOD/L	12,000±4,700	480±371	600±91	-	-
SS	mgSS/L	2,310±870	1,310±780	387±43	366±97	224±75
Sulfate	mgS/L	2,090±610	1,510±210	37±5	43±12	24±20

Average±SD*					Discharge standard
STR wastewater treatment		Post treatment			
STR wastewater	AnP (9) eff.	AP (10) inf.	AP (10) eff.	Final eff.	
7.72±0.13	6.99±0.03	7.11±0.04	7.91±0.07	7.99±0.08	5.5-9.0
2,330±540	456±67	466±55	364±55	112±20	120
866±205	254±85	249±68	115±70	88±35	-
1,560±440	255±36	-	-	46±18	20
1,100±400	220±60	221±48	455±261	49±15	50
13±7	1±1	9±10	26±4	23±5	-

ST : Settling tank, AnP : Anaerobic pond, AP: Aerated pond, * : Standard deviation, () : Number in Fig. 4-1



Early morning



Evening

Photo-4.1 Rubber accumulation at the surface of the anaerobic pond.

Table-4.3 Power consumption in the pond system.

Equipment	Power consumption (kWh/d)						Total system
	CL wastewater treatment			Post treatment			
	Wastewater feeding	Aerated ponds	Excess sludge discharge	Aerated pond	Fucultative pond	Polishing pond	
Pump	6		1				7
Blower		215					215
Aerator		215		859	7	7	1,088
Total		437			873		1,310

4.3.3 ポンドシステムにおけるメタン生成由来の温室効果ガス排出量

CL 処理水と RSS 廃水を処理する嫌気性ポンドから排出されるメタン生成量は、ポンド内で除去された COD 成分の内、硫酸塩還元により消費された成分を差し引いて算出すると、0.81 t-CO₂e/d となり、曝気ポンドから排出される温室効果ガス量の約 3 倍であった。CL 処理水と RSS 廃水には残存ゴム分が含まれていることから、ポンド内で除去された固形性 COD が全て凝固・回収されたゴム分由来の物であると仮定した場合、有機物分解由来のメタン生成は 0.50 t-CO₂e/d となる。一方、STR 廃水はカップランプから製造された STR の洗浄廃水であり、ふるいを用いてゴム片を分離回収した後の廃水である為、廃水中に残存ゴム分は含まれておらず、全有機物が硫酸塩還元細菌およびメタン生成古細菌により利用されていると考えられた。従って、STR 廃水を処理する嫌気性ポンドから排出されるメタンの量を算出すると、23.10 t-CO₂e/d となり、ポンドシステム内で排出される温室効果ガスの 96.8%が当該ポンドから排出されていることが確認された。

Table-4.4 に各廃水の排出量と各廃水処理からの温室効果ガス排出量を示す。ポンドシステム全体から 1 日当たりに排出される温室効果ガス量は 24.34 t-CO₂e/d となり、工場が年 300 日稼働すると仮定した場合、当該工場から年間で排出される温室効果ガス量は、7,300 t-CO₂e/year となった。Jawjit らは、天然ゴム製品の製造過程 (プランテーションでの天然ゴムの樹の栽培、ラテックスの輸送、工場での製造工程を含む) における温室効果ガス排出係数を算定しており (Jawjit ら, in press), その値を用いると当該工場での天然ゴム製造過程から排出される温室効果ガス量は 71 t-CO₂e/d となる。従って、天然ゴム製造工場の廃水処理システムからは、製造過程の約 30%に相当する温室効果ガス量が排出されていることが確認された。一方、単位廃水処理量当たりの温室効果ガス排出量に着目すると、最も廃水排出量の少ない CL 廃水からの排出量が 2 番目に大きくなっていることが確認された。最も温室効果ガス排出量の多い、STR 廃水を処理する嫌気性ポンドに関しては、その排出源がメタンであることから、閉鎖型の嫌気性処理システムを導入することで温室効果ガス排出量を大幅に削減することが可能となる。しかしながら、CL 廃水は曝気ポンドによって処理が行われており、温室効果ガスの発生源が電力消費由来の二酸化炭素である為、より省エネルギーな廃水処理システムの導入が望ましいことが示唆された。ポンドシステム全体での単位廃水処理量当たりの温室効果ガス排出量は、0.0095 t-CO₂e/m³-wastewater (ww) であった。2012 年のタイの天然ゴム生産量は 350 万 t/year であり、ゴム生産量当たりの廃水排出量を 30 m³/t-product と

仮定して計算すると、タイの天然ゴム製造工場の廃水処理過程で1年間に排出される温室効果ガス量は99.8万 t-CO₂e/year (= 350万 t-rubber product/year × 30 m³-ww/t-rubber product × 0.0095 t-CO₂e/m³-ww)となる。この排出量は、3章のパーム油工場の約1/35であり、CDM事業を展開するメリットは少ないことが示唆された。一方、嫌気性ポンドから一日当たりに排出されるメタンの量は1,320 Nm³-CH₄/dとなる。このメタンを回収し、ガスエンジンによる発電に用いた場合、メタンの発熱量を37.18 MJ/Nm³-CH₄、1kWhの発電に必要な発熱量を3,600 kJ、ガスエンジンの発電効率を30%として計算すると、廃水処理システムから4,090 kWh/dの電力を発電することが可能となる。現状のポンドシステムにおける一日当たりの電力消費量が1,310 kWh/dであることから、嫌気性ポンドから排出されるメタンを回収・利用することにより、廃水処理システムで消費される電力だけでなく、天然ゴム製品の製造過程に必要な電力の一部も賄うことが可能となる。また、廃水処理システム中で最も電力を消費している曝気ポンドの代わりに、省エネルギー型の好気性処理技術を導入することで、回収されたメタンから発電された電力の多くを製造側に利用することができる為、生産者側にとっても十分なメリットが得られることになる。従って、ポンドシステムに替わる廃水処理システムとしては、閉鎖型の嫌気性槽と省エネルギー型の好気性槽を組み合わせたシステムが適切であることが示唆された。

Table-4.4 Discharge amount of wastewater and GHG emission from each wastewater.

Source of wastewater	Discharge amount	GHG emission	
	(m ³ /d)	(t-CO ₂ /d)	(t-CO ₂ /m ³ -ww)
CL wastewater	75	0.25	0.0033
CL + RSS wastewater	575	0.50	0.0009
STR wastewater	2,000	23.10	0.0116
Post treatment	2,575	0.49	0.0002
Total system	2,575	24.34	0.0095

4.4 小括

CL, RSS, STR を製造する大規模な天然ゴム製造工場内の廃水処理システムから排出される温室効果ガス量の算出を行った。廃水処理システム内における主要な温室効果ガス発生源は、曝気ポンドにおける消費電力由来ものと、嫌気性ポンドから排出されるメタンであり、この内、最も排出量の多いSTR廃水を処理する嫌気性ポンドから排出されるメタンの量が、廃水処理システム全体から排出される温室効果ガス量の96.8%を占めていた。一方、単位廃水処理量当たりの温室効果ガス排出量を算出したところ、CL廃水、CL処理水+RSS廃水、STR廃水、後段処理でそれぞれ0.0033 t-CO₂/m³-ww, 0.0009 t-CO₂e/m³-ww, 0.0116 t-CO₂e/m³-ww, 0.0002 t-CO₂e/m³-wwとなり、最も廃水排出量の少ないCL廃水が2番目に高い結果となった。CL廃水処理は、曝気ポンドで処理が行われており、排出される温室効果ガスは電力消費由来である為、省エネルギー型の処理システムの提案が必要であることが示唆された。本章で得られ

た結果を用いてタイ国内の天然ゴム製造工場内の廃水処理システムから排出される温室効果ガス量を算出したところ、99.8 万 t-CO₂e/year となったが、これは第3章のパーム油工場の約 1/35 であり、現状では天然ゴム製造工場廃水処理を対象とした CDM 事業を展開するメリットが少ないことが示唆された。一方、嫌気性ポンドから排出されるメタンを全量回収し、発電に利用した場合、廃水処理システムの運転だけでなく、天然ゴム製品の製造に必要な電力の一部も賄えることが確認された。従って、メタンを回収・利用可能な新規の廃水処理システムを導入することが、温室効果ガス排出量を削減するだけでなく、生産者側にも十分メリットのある取り組みであることが示唆された。

第4章 参考文献

Chaiprapat, S. and Sdoodee, S. 2007. Effects of wastewater recycling from natural rubber smoked sheet production on economic crops in southern Thailand. *Resour. Conserv. Recy.*, 51, 577-590.

EGAT. 2012. Annual Report, The Electricity Generating Authority of Thailand. From (<http://www.egat.co.th/en/>).

Jawjit, W., Pavasant, P. and Kroeze, C. In press, Evaluating environmental performance of concentrated latex production in Thailand. *J. Cleaner Production*.

Thongnuekhang, V. and Puetpaiboon, U. 2004. Nitrogen removal from concentrated latex wastewater by land treatment. *Songklanakarin J. Sci. Technol.*, 26, 521-528.

社団法人日本下水道協会, 1984. 下水試験方法 1984 年度版.

第5章 ベトナム天然ゴム産業における廃水処理システムからの温室効果ガス排出量

5.1 はじめに

ベトナムの天然ゴム生産量はタイ、インドネシア、マレーシア、インドに次いで世界5位に、輸出量は世界第4位に位置しており、ここ数年で最もゴム産業が成長した国である (Nguyen & Luong, 2012)。ベトナム国内で生産される天然ゴムの88%がTSR (ベトナムの場合は Standard Vietnamese Rubber: SVR) であり、6%がCL、残りの6%がRSSとなっている。SVRは、NRLを固めた物が大部分となるが、カップランプ由来の物も一部含まれている (Nguyet, 2013)。工場の規模では、中規模 (4,500-9,000 t/year) と大規模 (10,000 t/year 以上) の工場が80%を占めているが、近年、小規模 (1,000 t/year 以下) の工場が増加傾向にある。また、パラゴムノキの成長に適した気候である東南部の Binh Phuoc, Binh Duong, Tay Ninh, Dong Nai 省に工場が集中している (Nguyen & Luong, 2012)。

第4章では、廃水処理システム内の有機物除去量を用いて嫌気性ポンドから排出されるメタンの量を算出したところ、天然ゴム工場内の廃水処理システムから排出される温室効果ガス量は、第3章のパーマ産業と比較して非常に小さいことから、第3章と同様の温室効果ガス排出量の測定方法を適用した場合、ガスメーターが許容可能なバイオガス生成速度を下回ることが懸念され、その測定は困難であることが予測された。一方、天然ゴム製造工場廃水は、廃水中の有機物濃度に対して窒素濃度が高い特徴を有していることから、その嫌気性および好気性処理過程において、亜酸化窒素が排出されている可能性が考えられた。亜酸化窒素は、二酸化炭素の298倍の温室効果を有していることから、廃水処理システム内から排出される温室効果ガスとして、考慮する必要があることが示唆された。しかしながら、天然ゴム製造工場の廃水処理システムを対象とした、現地での温室効果ガス排出量の実測に関する知見は確認されていない。そこで、本章では、バイオガス生成速度の低い廃水処理システムを対象とした温室効果ガス排出量の測定方法を開発すると共に、天然ゴム工場内の開放型嫌気性処理システム内から排出される温室効果ガス量を実測し、天然ゴム工場内の廃水処理システム内から排出される温室効果ガス量の評価を行った。

5.2 実験方法

5.2.1 調査対象工場および廃水処理システムの概要

調査対象とした工場は、ベトナム東南部の Binh Duong 省にある 3 工場とした。Table-5.1 に各工場のゴム生産量、生産物、廃水量および廃水処理プロセスのまとめを示す。工場 A および工場 B は、年間ゴム生産量が 20,000 t/year 以上の大規模工場であり、ベトナムゴム研究所 (Rubber Research Institute of Vietnam: RRIV) は小規模工場であった。ゴム生産物は、RRIV が RSS、その他の 2 工場では SVR と CL であった。廃水処理プロセスでは、3 工場共に嫌気性処理と好気性処理を組み合わせた処理が行われていた。

Fig-5.1 に、RRIV における廃水処理プロセスの概略図を示す。RRIV では、開放型のバツフル嫌気性タンク (Combined Anaerobic Tank: CAT)、藻類を用いたタンク (Algal Tank: AT) と最終処理タンク (Polishing Tank: PT) を組み合わせたプロセスであり、前段の CAT で残存ゴム分の回収と嫌気性微生物による有機物除去、後段の AT では好気性微生物による有機物除去と藻類による窒素除去を目的としていた。前段の CAT は、ラバートラップと嫌気性消化槽の両方の機能を有しており、表層部には凝固したゴム分の蓄積が確認された。また、CAT の表層部には臭気対策の為、ブルーシートが被せられていた。CAT の水面に凝固したゴム分は、定期的に回収され、低品質のゴムとして資源利用されていた。後段の AT では、藻類の光合成により酸素が供給される為、曝気は不要であり、余剰汚泥発生量も通常の活性汚泥法等の好気性処理と比較して少ない。RRIV 内の廃水処理プロセスにおける動力は、AT の循環用ポンプのみであり、運転・管理にかかるコストは低いことが予想され、処理プロセスの選定に運転コストが重視されるベトナム国内においては、有利なシステムであることが示唆された。

Fig-5.2 に、工場 A における廃水処理プロセスの概略図を示す。当該工場からは、CL 廃水と SVR 廃水の 2 種類が排出されていたが、廃水処理プロセスでは 2 種類の廃水を混合して処理を行っていた。工場から排出された混合廃水は、まず加圧浮上法 (Dissolved Air Flotation: DAF) により残存ゴム分を含む固形分を除去した後に、1 つの嫌気性ラグーン、2 つの無酸素ラグーン、2 つの曝気ラグーンの順で処理が行われていた。嫌気性ラグーンの表面には、ゴム成分が凝固し蓄積していることが目視で確認されており、DAF が十分に機能しておらず、嫌気性ラグーンが実質的にラバートラップとして機能していた。無酸素ラグーンから、ガスの発生が目視によって確認されており、メタンガス等の温室効果ガスが放出されていることが予測された。

Fig-5.3 に、工場 B における廃水処理プロセスの概略図を示す。当該工場からは、CL 廃水と 2 種類の SVR 廃水 (ラテックス由来とカップランプ由来) の計 3 種類の廃水が排出されており、3 系統で処理が行われていた。3 廃水共に、DAF により残存ゴム分を含む固形分を除去した後に、CL 廃水は直接曝気タンクへ、ラテックス由来の SVR 廃水は 3 つのラグーンを経由して曝気タンクへ、カップランプ由来の SVR 廃水は 2 つ目のラグーンからラテックス由来の SVR 廃水処理ラインへ合流し、最終沈殿池を経て放流されていた。また、最終沈殿池の汚泥は曝気タンクへ返送されていた。

3 工場共に、開放型の嫌気性処理を導入している為、メタン等の温室効果ガスの大気放出、および周辺地域への悪臭問題が懸念された。

Table-5.1 Rubber product, rubber production, wastewater discharge and wastewater treatment process of each factory

Factory	Rubber product	Rubber production (tons/year)	Wastewater discharge (m ³ /d)	Wastewater treatment process
RRIV	RSS	1,000	110	Combined Anaerobic Tank - Algal Tank - Polishing Tank
Factory A	CL	8,000	800 - 1,400	Dissolved Air Flotation - Anaerobic Lagoon - Anoxic Lagoon - Aerated Tank
	SVR from latex	10,000		
Factory B	CL	20,000	1,860	Dissolved Air Flotation - Lagoon - Aeration Tank - Clarifier
	SVR from latex SVR from cup lump			

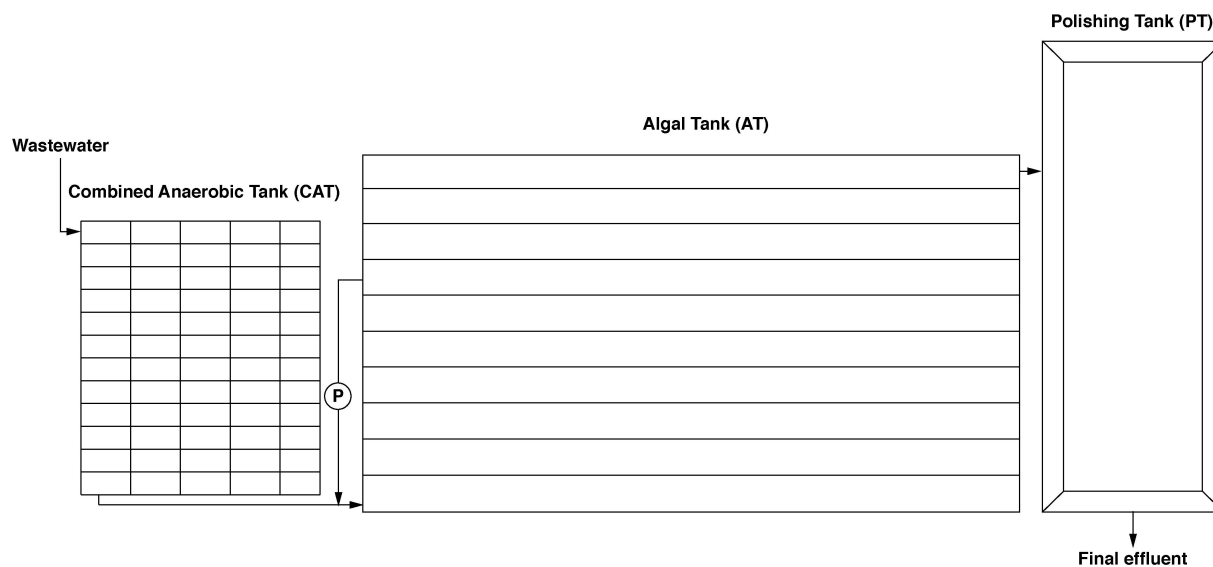


Fig.-5.1 Schematic diagram of wastewater treatment system in RRIV.

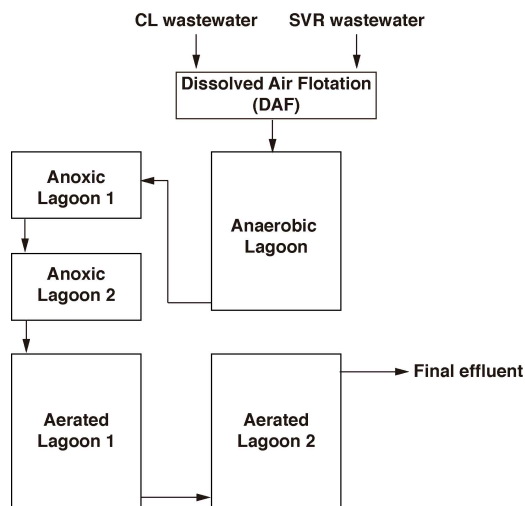


Fig.-5.2 Schematic diagram of wastewater treatment system in factory A.

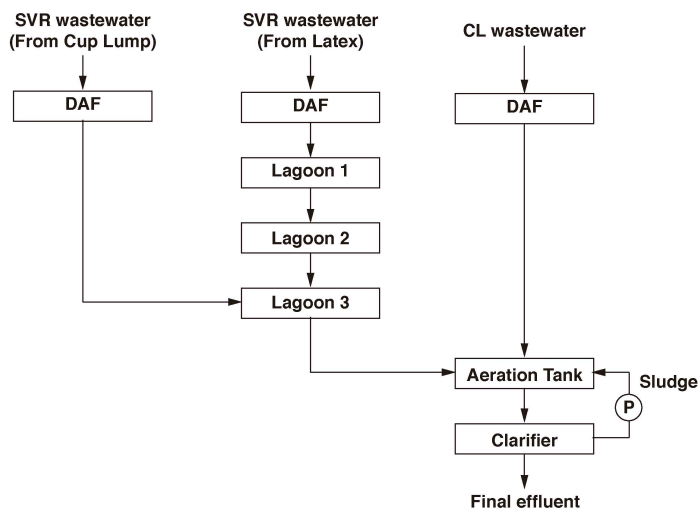


Fig.-5.3 Schematic diagram of wastewater treatment system in factory B.

5.2.2 水質分析

各工場の廃水処理プロセスの性能評価を行う為、水質分析用のサンプルを採取した。サンプルは、500 mL のプラスチックボトルと 50 mL のディスポーザブルチューブに採取し、保冷剤入のクーラーボックスで持ち帰り、水質分析を実施するまで冷凍保存した。RRIV では、流入廃水、CAT 流出水、AT 流出水および PT 流出水の計 4 サンプルを採取した。工場 A では、サンプリング箇所の制限が多かった為、流入廃水、DAF 処理水および最終処理水の計 3 サンプルを採取した。工場 B では、CL 廃水、DAF 通過前後のラテックス由来の SVR 廃水、DAF 通過後のカップランプ由来の SVR 廃水、曝気タンク流出水および最終処理水の計 6 サンプルを採取した。また、ゴム工場 A、B の曝気タンクの汚泥を採取し、汚泥濃度を測定した。

pH および酸化還元電位 (Oxidation-Reduction Potential: ORP) はポータブル pH メーター (DOP-5F, 笠原理工工業) を用いて測定を行った。COD, 全窒素 (Total Nitrogen : TN), 全リン (Total Phosphate : TP) は Hach 社の機器および試薬を用いて分析を行った。アンモニア態窒素, 硫酸塩の測定は, HPLC (CDD-10A, SHIMADZU) により行った。SS, VSS, 活性汚泥浮遊物質 (Mixed Liquor Suspended Solids : MLSS), 活性汚泥有機性浮遊物質 (Volatile Mixed Liquor Suspended Solids : MLVSS) の測定は, 下水試験方法 (下水試験方法, 1984) に準じて行った。VFA の分析には FID 型検出器ガスクロマトグラフィ (GC-1700, SHIMADZU) を用いた。

5.2.3 バイオメタンポテンシャル (Biomethane Potential: BMP) の評価

RRIV の CAT 内の出口付近のコンパートメント, 工場 A の無酸素ラグーン 1 および工場 B の嫌気性ラグーン 2 からそれぞれ汚泥を採取し, 122 mL のセラムバイアル中に, 採取した汚泥と廃水の混合液を 50 mL ずつ分注し, 気相部を窒素ガスで置換した後, 35°C の恒温槽内にて静置し, 経時的にガス発生量およびガス組成の分析を行い, メタン生成速度および廃水 1 m³ 当たりのメタン生成量を評価した。ガス組成の分析には, TCD 型検出器ガスクロマトグラフィ (GC-8A, SHIMADZU) を用いた。詳細な手順は Angelidaki らの方法 (Angelidaki ら, 2009) に従った。

5.2.4 開放型嫌気性廃水処理システムからの温室効果ガス排出量の評価

RRIV の CAT を対象に, 温室効果ガス放出量の調査を行った。Fig-5.4 に RRIV の CAT における調査実施コンパートメントを示す。各コンパートメントの表面積は 4.5 m² (1.5 m × 3.0 m), 水深は 1.4 m であった。CAT の流入部付近としてコンパートメント 1 と 5, 中心部としてコンパートメント 28 と 33, 流出部付近としてコンパートメント 51 と 56, 流入部と中心部, 中心部と流出部の中間地点としてそれぞれ, コンパートメント 16 と 45 を選定し, 温室効果ガス放出量の調査を行った。また, コンパートメント 28, 33, 56 においては, 水上置換法により 10 mL のガラスバイアル中に放出ガスを採取し, 組成分析を行った。本調査は, 工場が稼働してから 6 ヶ月後の 10 月と, 工場停止直前の 1 月の 2 回実施した。

Fig-5.5 および Photo-4.1 にバイオガスサンプラーの概要を示す。バイオガスサンプラーは Φ110 mm と Φ160 mm の 2 種類の PVC パイプを組み合わせて作製し, ベースとなるサンプラー 1 の液相部容積は 28.1 L, 気相部容積は 6.59 L, 全容積は 34.7 L, 表面積は 0.0201 m² であった。第 1 回目の調査結果より, コンパートメントの壁面からのメタン生成が予測された為, 第 2 回目の調査では, 改良型であるサンプラー 2 を併設し, 壁面からの温室効果ガス放出量の測定も行った。バイオガスサンプラーを上記コンパートメントに設置後, 経時的に気相部のガスサンプルを採取し, 各気体濃度の変化と気相部容積により, ガス放出速度を算出した。ガス組成の分析には, TCD 型検出器ガスクロマトグラフ (GC-8A, Shimadzu, 水素・窒素・メタン・二酸化炭素を分析) および ECD 型検出器ガスクロマトグラフ (GC-2014, Shimadzu, 亜酸化窒素を分析) を用いた。ガスサンプルの採取は, TCD 用サンプルに関しては 1 時間ごとに, ECD 用

サンプルに関しては10分ごとに、各コンパートメントからのバイオガス組成の変化に応じて、2-4回ずつ実施した。

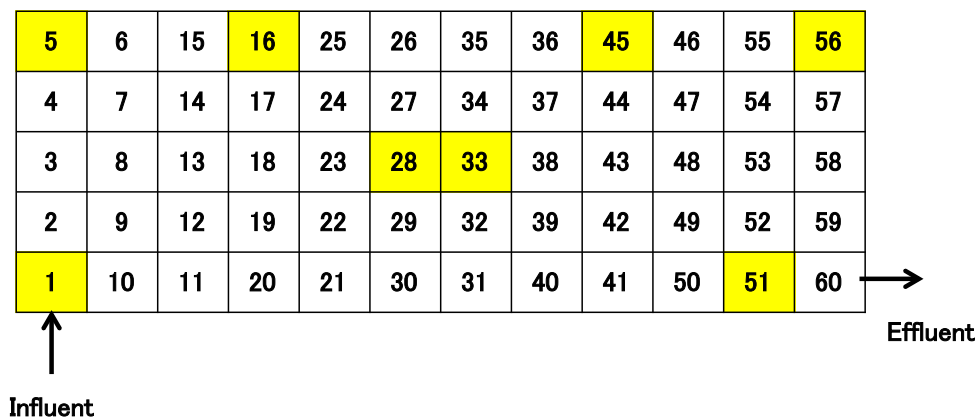


Fig.-5.4 Surveyed compartments of CAT.

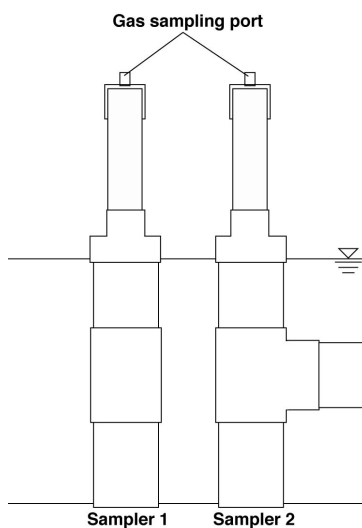


Fig.-5.5 Schematic diagram of biogas samplers.

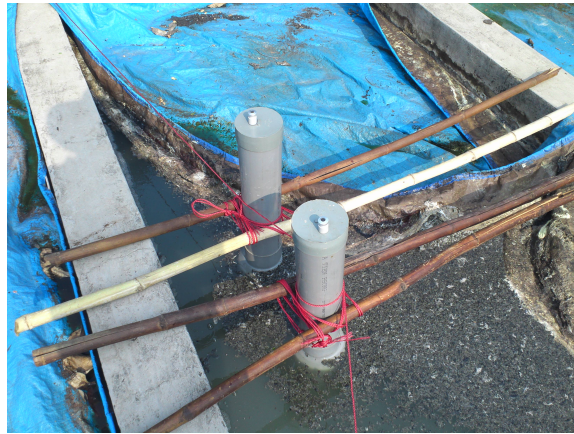


Photo-5.1 Photo of biogas samplers.

5.3 実験結果および考察

5.3.1 各工場における廃水処理システムの性能評価

Table-5.2 に RRIV 内の廃水処理プロセスにおける水質調査結果を示す。RRIV 内の工場から排出された RSS 廃水は、pH が 5.29 の酸性廃水であり、COD 濃度 6,660 mgCOD/L の中濃度廃水であった。廃水中の SS 濃度は 408 mg/L と低く、全 COD 成分中の溶解性分が 83.3% (内、VFA が 30.0%) と、溶解性有機物が主体の廃水であった。また、TN 濃度が 288 mgN/L (内、アンモニア態窒素が 85.4%)、TP 濃度が 191 mgP/L、COD : N : P = 34.9 : 1.5 : 1.0 となっており、COD に対して窒素およびリン濃度が高い特徴を有していた。廃水処理プロセスでは、前段の CAT において RSS 廃水中の有機物の 75.7%、SS の 88.7% が除去されていた。CAT の流入口付近のコンパートメントの表層には、凝固したゴム成分が蓄積していた為、CAT 内で除去された SS 成分および COD 成分の一部は、残存ゴム成分の分離によって除去されていることが示唆された。後段の AT では残存有機物の 52.7% が除去されており、プロセス全体での COD 除去率は 94.5% であった。また、後段の AT では、アンモニア態窒素および TP がそれぞれ、63.4%、56.5% が除去されていた。一方、TN は最終処理水の方が流入廃水よりも若干高い濃度を示していた。最終処理水の色は赤くなっていたことから、AT 内の藻類によって廃水中のアンモニア態窒素および溶解性のリンが吸収されることにより、溶解性の窒素およびリンは除去されているものの、PT で藻類と処理水が分離出来ておらず、処理水中に藻類が混入していることによって、TN が高くなってしまっていることが示唆された。また、RRIV 内の廃水処理プロセスでは、pH 以外の全項目において排水基準が達成されていなかった。

Table-5.2 Chemical characteristics of wastewater and each effluent in RRIV.

Parameter	Unit	RSS wastewater	CAT effluent	PT effluent	Final effluent
pH	-	5.29	6.92	7.58	7.75
Total COD	mgCOD/L	6,660	1,620	750	365
Soluble COD	mgCOD/L	5,550	1,550	560	170
SS	mgSS/L	408	46.3	222	119
VSS	mgVSS/L	384	46.3	157	49
VFA					
Acetate	mgCOD/L	320	109	16	N.D.
Propionate	mgCOD/L	610	141	N.D.	N.D.
Other VFAs	mgCOD/L	1,660	385	28	N.D.
TN	mgN/L	288	278	-	293
Ammonia	mgN/L	246	217	-	90
TP	mgP/L	191	161	-	83
Sulfate	mgS/L	N.D.	N.D.	-	N.D.

Table-5.3 に工場 A の廃水処理プロセスにおける水質調査結果を示す。工場 A から排出された CL 廃水と SVR 廃水との混合廃水は、pH が 5.37 の酸性廃水であり、COD 濃度 5,610 mgCOD/L の中濃度廃水であった。廃水中の SS 濃度は 867 mg/L とやや高かったが、全 COD 成分中の溶解性分は 86.8% (内、VFA が 31.0%) と、溶解性有機物が主体の廃水であった。また、TN 濃度が 372 mgN/L (内、アンモニア態窒素が 91.7%)、TP 濃度が 161 mgP/L、COD : N : P = 34.8 : 2.3 : 1.0 となっており、COD に対して窒素およびリン濃度が高い特徴を有していた。廃水処理プロセスでは、DAF の前後で COD 濃度がほとんど変化していなかったが、SS は 36.0% が除去されていたことから、無機性の固形分が DAF によって除去されていたことが確認された。プロセス全体では、COD、SS、TN の除去率はそれぞれ、97.6%、88.7%、91.1% であり、高い処理性能を示していたが、pH を除く全項目において排水基準は達成されていなかった。当該工場内の曝気ラグーンの MLSS 濃度および MLVSS 濃度はそれぞれ、9,410 mgSS/L、7,670 mgVSS/L となっており、標準的な活性汚泥法と比較して 5 倍程度高濃度であり、曝気ラグーンの出口に沈殿槽が設置されておらず、最終処理水中に汚泥の混入が見受けられた。最終処理水の溶解性 COD 濃度は、排水基準を満たしていることから、沈殿槽を設けることにより、COD および SS に関しては、排水基準の達成が可能であることが示唆された。また、プロセス内で窒素が除去されていることから、硝化・脱窒反応の過程において、温室効果ガスの一種である亜酸化窒素が放出されている可能性も考えられた。

Table-5.3 Chemical characteristics of wastewater and each effluent in factory A.

Parameter	Unit	Mixed wastewater	DAF effluent	Final effluent
pH	-	5.37	6.08	7.79
Total COD	mgCOD/L	5,610	5,240	136
Soluble COD	mgCOD/L	4,870	4,810	22
SS	mgSS/L	867	555	98.3
VSS	mgVSS/L	593	435	63.3
VFA				
Acetate	mgCOD/L	346	255	N.D.
Propionate	mgCOD/L	414	325	N.D.
Other VFAs	mgCOD/L	1,510	1,140	N.D.
TN	mgN/L	372	352	33
Ammonia	mgN/L	341	349	13
TP	mgP/L	161	127	109
Sulfate	mgS/L	168	140	189

Table-5.4 に工場 B の廃水処理プロセスにおける水質調査結果を示す。工場 B からは、CL 廃水、ラテックス由来の SVR 廃水、カップランプ由来の SVR 廃水の 3 種類が排出されており、ラテックス由来の SVR 廃水が最も高濃度であり、DAF 処理後で 5,350 mgCOD/L、溶解性分が 98.3%（内、VFA が 11.6%）と、溶解性有機物が主体であった。一方、CL 廃水およびカップランプ由来の SVR 廃水（DAF 処理後）は、COD 濃度はそれぞれ、2,280 mgCOD/L、2,960 mgCOD/L とラテックス由来の SVR 廃水の半分程度であったが、全 COD 成分中の溶解性分は 51.8%、62.8%と、やや固形性有機物を多く含んでいた。CL 廃水はラテックス樹液を遠心分離した後の上澄み液であり、カップランプ由来の SVR 廃水は、凝固したゴムの洗浄廃水が主成分となっている為、ゴム成分由来の固形分を多く含んでいることが考えられた。3 種類の廃水の COD : N : P はそれぞれ、57.0 : 3.9 : 1.0 (CL), 34.1 : 2.5 : 1.0 (ラテックス由来の SVR), 25.3 : 3.4 : 1.0 (カップランプ由来の SVR) となっており、いずれも COD に対して窒素およびリン濃度が高い特徴を有していた。当該工場内の廃水処理プロセス全体において、最も高濃度のラテックス由来の SVR 廃水濃度を基準とした、COD, SS, TN の除去率はそれぞれ、97.6%、80.4%、89.6%であり、高い処理性能を示していたが、pH を除く全項目において排水基準は達成されていなかった。曝気ラグーンの MLSS 濃度および MLVSS 濃度はそれぞれ、1,650 mg/L、1,520 mg/L となっており、標準的な活性汚泥法の濃度と同程度であった。また、プロセス内で窒素が除去されていることから、硝化・脱窒反応の過程において、温室効果ガスの一種である亜酸化窒素が放出されている可能性も考えられた。

今回、調査を行った 3 工場では、全廃水処理プロセスにおいて排水基準が達成されていなかった。また、開放型の嫌気性処理プロセスを有しており、窒素除去も確認されていることから、廃水処理過程において、メタンや亜酸化窒素等の温室効果ガスが放出されていることが懸念された。ベトナムにおける排水基準は、マレーシアやタイ等の他の天然ゴム生産国よりも厳しい基準値が設けられていることから、今後、適切な処理プロセスの開発が求められる。

Table-5.4 Chemical characteristics of wastewater and each effluent in factory B.

Parameter	Unit	Latex wastewater	DAF effluent (SVR from latex)	DAF effluent (SVR from cup lump)	Aeration tank effluent	Final effluent
pH	-	7.11	6.34	6.93	7.95	7.76
Total COD	mgCOD/L	2,280	5,350	2,960	98	128
Soluble COD	mgCOD/L	1,180	5,260	1,860	36	42
SS	mgSS/L	347	357	807	30	70
VSS	mgVSS/L	343	345	653	28	58
VFA						
Acetate	mgCOD/L	103	83	33	N.D.	N.D.
Propionate	mgCOD/L	96	221	108	N.D.	N.D.
Other VFAs	mgCOD/L	271	611	270	N.D.	N.D.
TN	mgN/L	346	394	396	-	41
Ammonia	mgN/L	154	314	276	-	27
TP	mgP/L	40	157	117	-	66
Sulfate	mgS/L	N.D.	N.D.	N.D.	-	16

5.3.2 各工場廃水の BMP 評価

Fig.-5.6 に、各工場の嫌気性汚泥と廃水の混合液からの累積メタン生成量の経日変化を示す。いずれの系列においても、実験開始から 2 日目までは直線的にメタン生成量が増加しており、3 日目以降には横ばいになっていることが確認された。本実験では、採取した汚泥量が少なかったことから、コントロール系を実施しておらず、嫌気性汚泥の自己分解由来のメタン生成量を考慮していないが、投入した COD 量に対するメタン転換率は、RRIV と工場 B の廃水に対しては 100%以上、工場 A の廃水では 74.9%となり、いずれの廃水も嫌気性条件下における生分解性が非常に高いことが確認された。また、工場 A の廃水に関しても、溶解性 COD に対するメタン転換率はほぼ 100%であった為、他の廃水と比較して残存ゴム成分が多く含まれていたことが、他の工場と比較してメタン転換率が低かったことに影響したと考えられた。

実験開始から 2 日目までの直線の傾きと、バイアル内の汚泥濃度から、各工場の汚泥のメタン生成活性を算出したところ、RRIV、工場 A、工場 B の汚泥でそれぞれ、0.414 gCOD/(gVSS.d)、0.769 gCOD/(gVSS.d)、0.193 gCOD/(gVSS.d)となり、工場 A の汚泥が最も活性が高かった。この理由として、工場 A の汚泥は、他の 2 工場と比較して流入廃水濃度が高い地点から採取しているのに対し、RRIV では CAT の出口付近の負荷の低いコンパートメントから採取しており、工場 B では採取した汚泥の約 70%が無機質と微生物量が少なかったことが影響していることが考えられた。

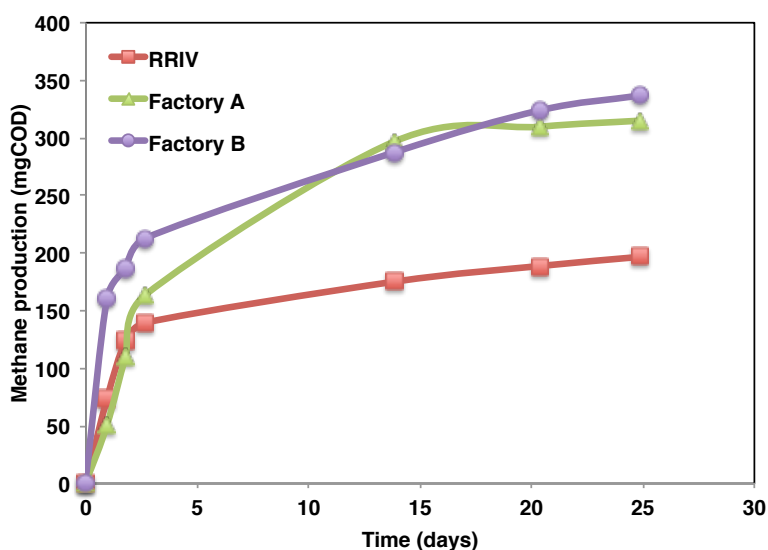


Fig.-5.6 Time course of methane production from anaerobic sludge and wastewater of each factory.

Fig.-5.7 に、各工場の廃水 1^m3 当たりのメタン生成量を示す。廃水 1 m³ 当たりに放出されるメタン生成量は、2.40–3.44 Nm³-CH₄/m³-ww (平均値: 2.95 Nm³-CH₄/m³-ww)であり、供試廃水の COD 濃度が高い順に高い傾向を示した。各工場から 1 日当たり排出される廃水量を用いて、工場が年 300 日稼働すると仮定した場合、RRIV、工場 A、工場 B から年間で排出されるメタンの量はそれぞれ、0.2 万 t-CO₂e/year, 1.54 万 t-CO₂e/year, 3.01 万 t-CO₂e/year となった。2012 年のベトナムの天然ゴム生産量は 86.4 万 t/year であり、ゴム生産量当たりの廃水排出量を 30 m³/t-product, 廃水 1 m³ 処理当たりのメタン生成量を 2.95 Nm³-CH₄/m³-ww として計算すると、ベトナムのゴム工場の廃水処理過程で 1 年間に排出されるメタンの量は 139 万 t-CO₂e/year (= 86.4 万 t-rubber product/year × 30 m³-wastewater/t-rubber product × 2.95 Nm³-CH₄/m³-ww × 16 × 10⁻³ t-CH₄/22.4 Nm³-CH₄ × 25 t-CO₂e/t-CH₄) となる。1994 年におけるベトナム国内の温室効果ガス排出量は 1 億 400 万 tCO₂e/year である為、天然ゴム産業の廃水処理過程から排出されるメタンの量は、全体の 1.3%に当たり、日本の温室効果ガス削減目標 (2005 年度比で 3.8%削減) の 2.8%となった。

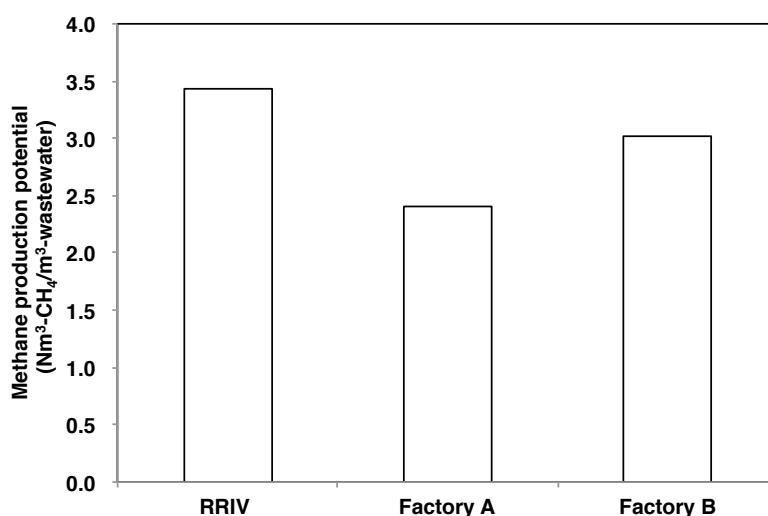


Fig.-5.7 Methane production potential from each wastewater.

5.3.3 開放型嫌気性廃水処理システムからの温室効果ガス排出量の評価

(1) CAT 内で生成されるバイオガスの組成

Fig.-5.8 にコンパートメント 28, 33, 56 から水上置換法により採取した生成ガスの組成を示す。全コンパートメント共に、メタン濃度は 60%前後となり、一般的な嫌気性処理過程で生成されるバイオガスと同程度の濃度であった。一方、二酸化炭素濃度は流出口に近づくに連れて減少する傾向が見られた。CAT 内の pH は流出口に近づくに連れて上昇していることが確認された為、それによって二酸化炭素が液中に溶解込み、バイオガス中の濃度が減少していることが考えられた。また、全コンパートメントから窒素および亜酸化窒素が生成されていることが確認されており、CAT 内において硝化・脱窒反応が進行している可能性が示唆された。

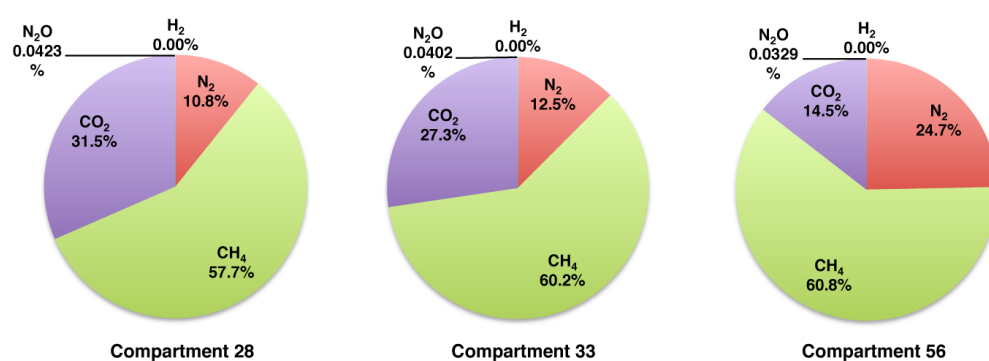


Fig.-5.8 Biogas composition of each compartment.

(2) GAT 内における有機物分解

Fig.5-9 に調査実施時における CAT 内の全 COD 濃度および溶解性 COD 濃度の変化を示す。値は、2012 年 10 月と 2013 年 1 月の計 2 回の調査の平均値を示している。CAT に流入する RSS 廃水の全 COD 濃度および溶解性 COD 濃度はそれぞれ、8,510 mgCOD/L, 4,450 mgCOD/L であり、COD 中の溶解性部分は約 60%であった。RSS 廃水の COD 濃度は 2 回の調査で大きく変動しており、10 月の調査時の全 COD 濃度に対して、1 月の調査時の全 COD 濃度は約 60%であった。この理由として、工場での RSS 生産量が 10 月の調査時 (10/26-30) では 1 月の調査時 (1/22-23) の 2 倍となっていた為 (Fig.-5.10 参照)、10 月の調査時には、ゴムを凝固させる際に排出される高濃度の廃水の量が、その後の洗浄水と比較して増えたことにより、RSS 廃水の COD 濃度が増加していたことが予測された。

CAT 内での COD の挙動を見ると、流入地点からコンパートメント 5 にかけて、全 COD 濃度が大幅に減少し、その後、流出口にかけて緩やかに減少していた。一方、溶解性 COD 濃度は、流入口からコンパートメント 5 にかけてはほとんど変化せず、コンパートメント 28 以降は全 COD 濃度とほぼ同じ挙動を示した。CAT 内での全 COD および溶解性 COD の除去率はそれぞれ、94.4%と 90.3%であり、有機物の分解が良好に進行していることが確認された。

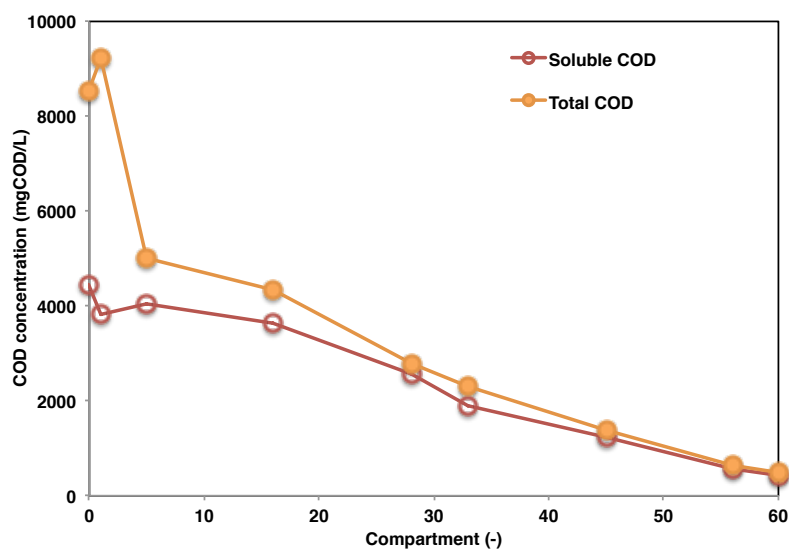


Fig.-5.9 Total and soluble COD concentration of each compartment in CAT.

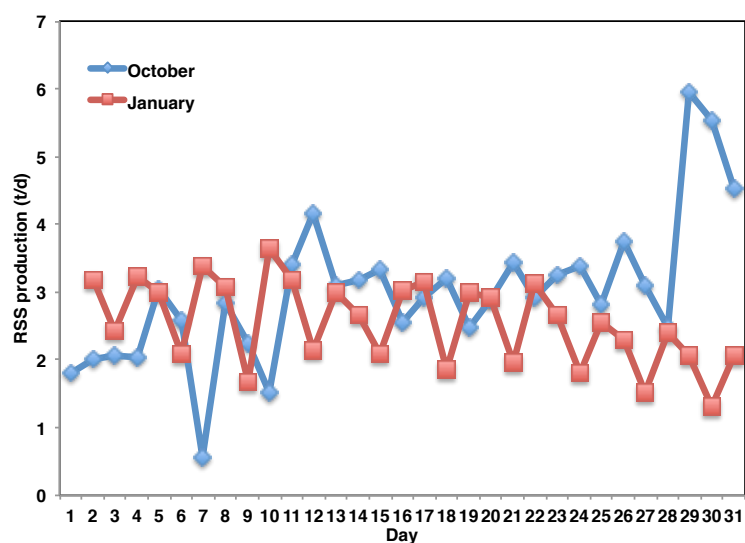


Fig.-5.10 Production of RSS during survey period.

Fig.-5.11 に CAT の流入出廃水および各コンパートメントにおける COD 成分の内訳を示す。RSS 廃水の COD 成分の内訳は、固形性 COD が全体の 44.5%を占めていた。溶解性 COD 成分に関しては、酢酸が 25.0%、プロピオン酸が 27.6%、その他の VFA が 25.7%となっており、溶解性 COD 成分の約 80%が VFA で構成されていた。コンパートメント 1 から 5 の間では、固形性 COD の約 70%が除去されていることが確認された。同コンパートメント間では、表層部に凝固したゴムの蓄積が確認されており (Photo-5.2 参照)、RSS 廃水中に含まれた残存ゴム分が凝固し、ゴム成分由来の COD がトラップされた形で除去されていたことが示唆された。同工場では、浮上したゴム成分を定期的に回収し、低品質のゴム製品として出荷しており、廃水中の固形性 COD 成分の一部が再資源化されていることが確認された。一方、溶解性 COD 成分に着目すると、コンパートメント 1 から 5 の間では、溶解性 COD 成分中の VFA の比率は 78.4%から 66.8%まで減少した後、コンパートメント 33 にかけて 84.8%まで増加、その後流出口にかけて 48.4%まで減少した。このことから、CAT 内において、コンパートメント 1 から 5 の区間では固形性 COD 成分の分離・回収、コンパートメント 5-33 の区間では残存固形性 COD の加水分解および溶解性 COD 成分からの酸生成、コンパートメント 33 から流出口までの区間では VFA からのメタン生成が進行していることが予測された。コンパートメント 5 から 33 の間において、プロピオン酸の比率のみ増加していることが確認されており、COD 成分中において、プロピオン酸が分解の律速となっていることが示唆された。また、最終処理水中の COD 成分の約 50%がその他の溶解性 COD となっている為、廃水中に難分解性の溶解性 COD 成分が含まれていることが考えられた。

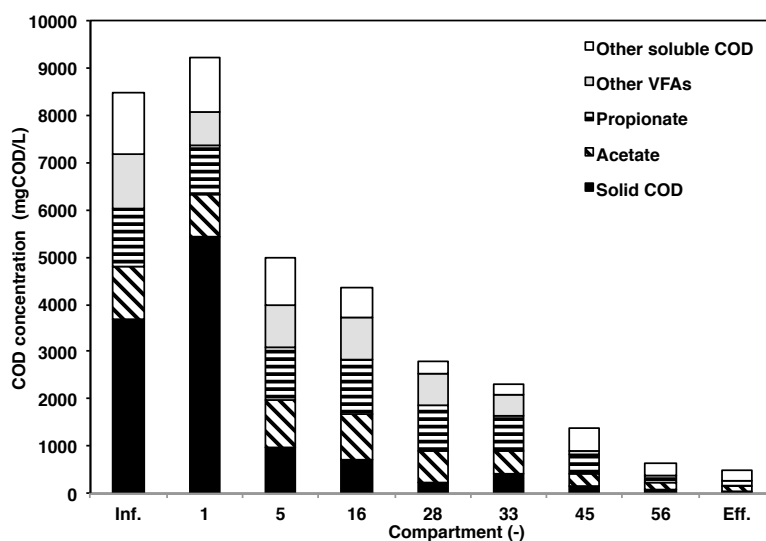


Fig.-5.11 COD composition of influent, each compartment and effluent in CAT.



Photo-5.2 Cogalated rubber at the surface of CAT.

本調査時において、CATのブルーシートは液面に接触する様に設置されていたが、本調査終了後、各コンパートメント内に鉄製のプレートが挿入され、ブルーシートが液面と接触しない形式に変更されていた (Photo-5.3 参照)。変更の理由は、表層部のゴムを回収する際に、ゴムがブルーシートに接着しており、回収が困難である為、それらを容易にする為であった。Fig-5.12 にブルーシート設置方法の変更前、変更後における各コンパートメントのCOD濃度の変化を示す。ブルーシート設置方法の変更後では、コンパートメント16以前では、ほとんどCOD濃度の減少が確認されなかった。この理由として、ブルーシート設置方法変更前では、液面にブルーシートが接触することにより、接触部分を核としてゴムが凝固し易くなっており、ゴム分由来のCODの除去に寄与していたことが示唆された。

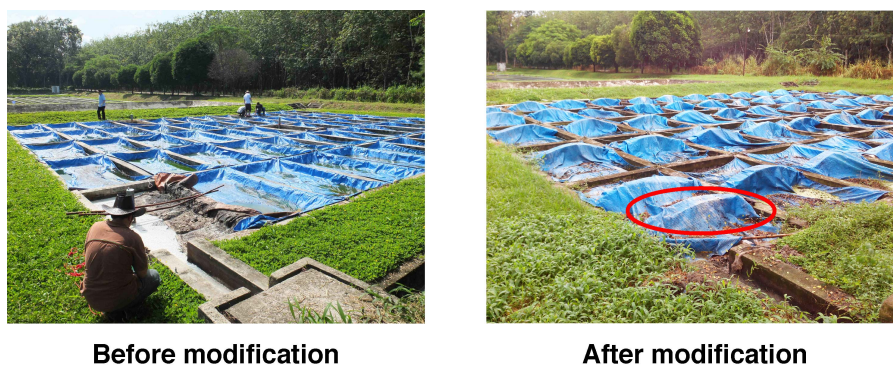


Photo-5.3 Condition of blue sheet on CAT.

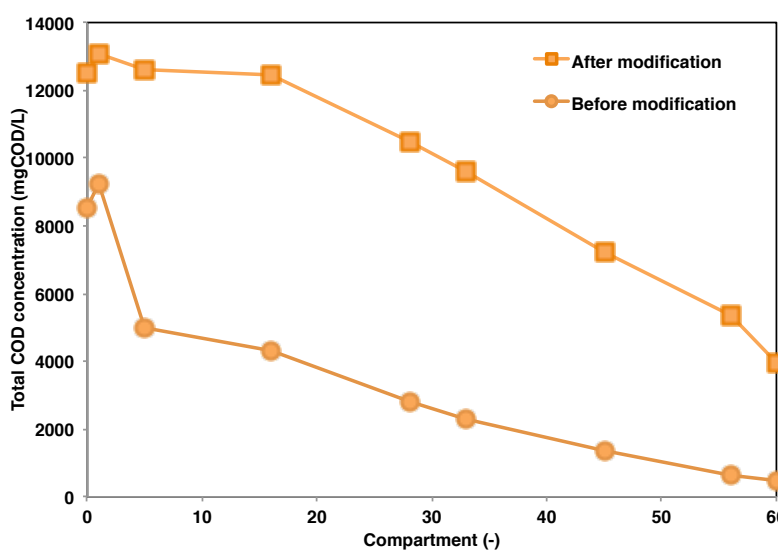


Fig.-5.12 COD concentration of each compartment in CAT before and after modification of blue sheet.

(3) CAT 内におけるメタン放出量

Fig.5-13 に CAT 内における各コンパートメント底部からのメタン生成速度の分布を示す。コンパートメント 1 からのメタン生成速度に関して、工場停止直前の 1 月の調査時の速度が 10 月と比較して大幅に高くなっている点を除いて、概ねバイオガス生成速度の分布は 2 回の調査で同様の傾向を示し、CAT の中心部に当たるコンパートメント 33-45 の区間で速度が高くなり、流出口付近のコンパートメント 56 で最小となった。1 月の調査時のコンパートメント 1 でメタン生成速度が高くなった理由として、流入口に当たるコンパートメント 1 では、有機物が運転日数と共に蓄積し、それらの蓄積有機物の分解由来のメタン生成量が上乘せとなった為と考えられた。Fig.-5.13 のメタン生成速度を用いて、10 月および 1 月に CAT の底部全体から放出されるメタンの量を算出したところ、それぞれ $37.1 \text{ m}^3/\text{d}$ 、 $36.1 \text{ m}^3/\text{d}$ となった。同調査期間に CAT 内で除去された COD 量に対するメタン転換率はそれぞれ、17.5%、62.3% となり、特に 10 月の調査時に関しては、メタン転換率が非常に低い結果となった。各コンパートメント

におけるガス生成の様子を観察したところ、壁面付近からのガス生成量が多い様に見受けられた為、1月の調査時ではバイオガスサンプラーを改良し、壁面からのバイオガス生成量の測定を行った。Fig-5.14にCAT内の各コンパートメントの底部、壁面および全体からのメタン生成速度の分布を示す。壁面からのメタン生成速度は、改良型のバイオガスサンプラーのメタン生成速度から通常のバイオガスサンプラーのメタン生成速度を差し引いて算出した。流入口付近のコンパートメント1,5では底部からのメタン生成速度の方が高かったが、その他のコンパートメントでは底部と壁面からのメタン生成速度はほぼ同程度であった。表面積で考えた場合、壁面は底部の2.8倍であることから、CAT内でのメタン生成では底部よりも壁面由来の物の方が大きいことが確認された。

Fig-5.15にCAT内におけるCODバランスを示す。CODバランスの算出には、2回の調査の平均値を用いた。上述した通り、底部からのメタン生成だけを測定したサンプラー1では、66.0%が未知成分となっていたが、壁面からのメタン生成量も測定したサンプラー2では、未知成分部分が壁面からのメタン生成量に置き換わっていることが確認された。サンプラー2では全成分の合計が流入廃水100%に対して107%となった。また、流入廃水中のCODにはゴム分由来のCODも含まれている為、未知成分が含まれるはずである。第3章のPOME処理を行っている嫌気性ラグーンからのメタン生成量においても、ラグーン内で分解されたCOD量以上のメタン生成量が確認されており、それらはラグーン内に蓄積した有機物の分解や増殖した汚泥の自己分解に由来するものであることが確認されている。従って、CAT内において底部および壁面から生成されたメタンに関して、同様の要因があることが示唆された。

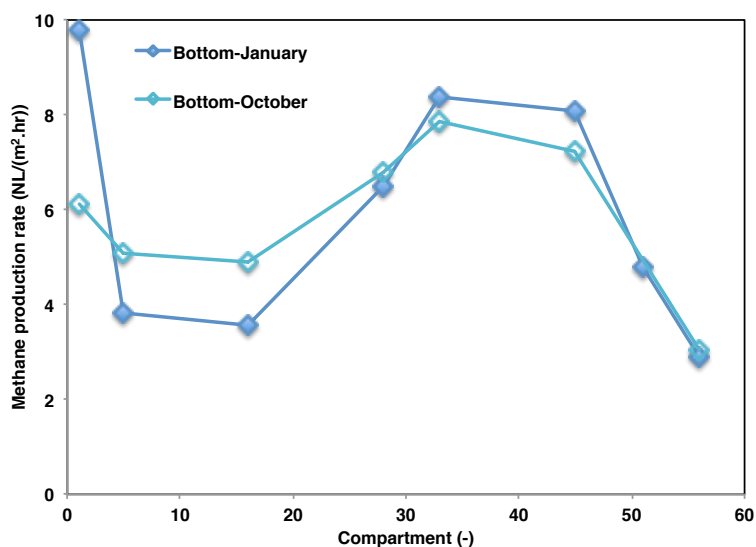


Fig.-5.13 Methane production rate from bottom of each compartment in CAT.

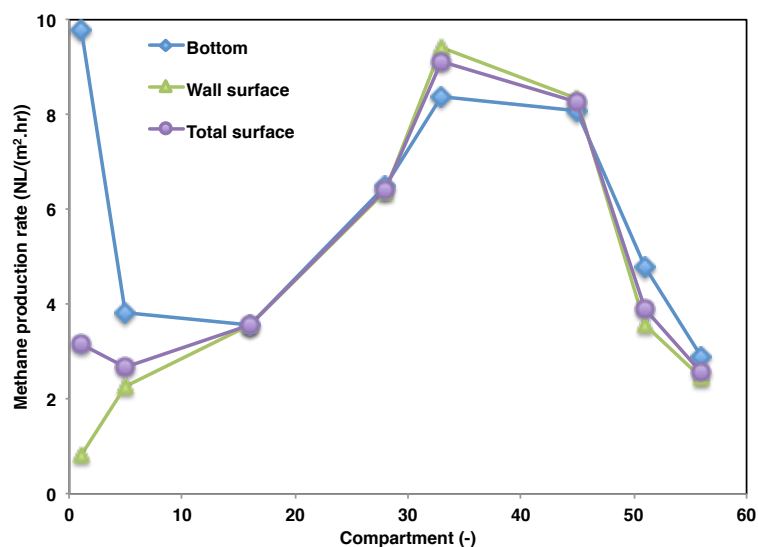


Fig.-5.14 Methane production rate from bottom, wall surface and total surface of each compartment in CAT.

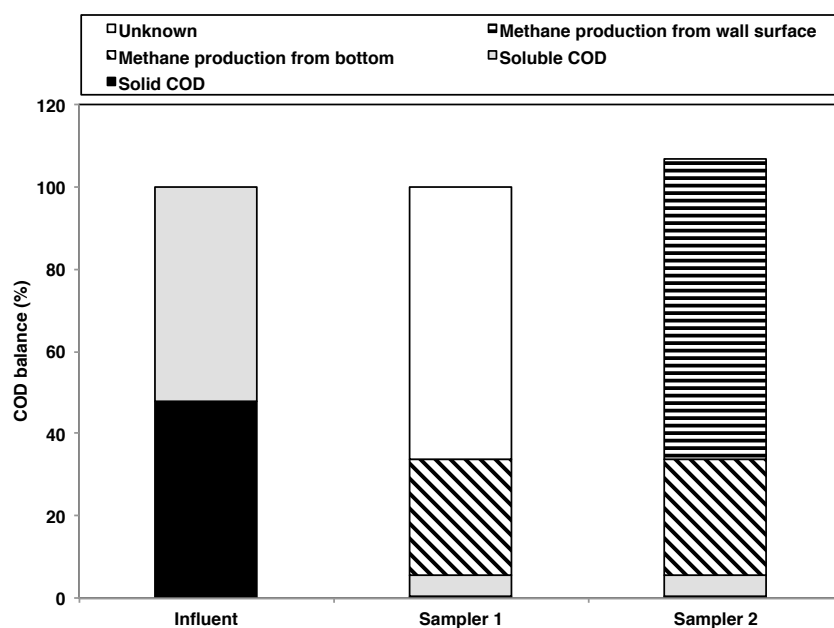


Fig.-5.15 COD balance in CAT.

(4) CAT 内における亜酸化窒素放出量

Fig.-5.16 に CAT 内の各コンパートメント底部、壁面および全体からの亜酸化窒素生成速度の分布を示す。10月の調査時はサンプリング時間をメタンと同様に1時間ごとにしたところ、1点目のサンプルで既に亜酸化窒素濃度が平衡状態となっており、生成速度の算出が出来なかった。そこで、1月の調査時にはサンプリングを10分ごとに行った。また、壁面からの生成速度に関しては、コンパートメント5, 33,

51, 55 の4箇所のみ測定を行った。底部からの亜酸化窒素生成速度は、流入部付近で高い傾向が見られ、コンパートメント5で最大の1.19 NL/(m².hr)となった。一方、壁面からの亜酸化窒素生成速度は、CAT中央付近で高く、流入部付近のコンパートメント5と流出部付近のコンパートメント56ではマイナスとなった。この理由として、壁面に付着した微生物により底部より生成された亜酸化窒素が酸化されている可能性が示唆された。コンパートメント底部全体の面積に対して、壁面で酸化される亜酸化窒素の影響は小さいと考えられる為、コンパートメント5および56全体からの亜酸化窒素生成速度は、底部からの亜酸化窒素生成量を全表面積で除した値を用いた。その結果、各コンパートメント全体からの亜酸化窒素生成速度は、メタンと同様にコンパートメント33で最大となり、0.41 NL/(m².hr)であった。

亜酸化窒素の生成経路としては、硝化反応および脱窒反応が考えられる。当該工場から排出されるRSS廃水中の窒素成分は80%以上がアンモニア態窒素であり、亜硝酸および硝酸態窒素はほとんど含まれていない。Fig.-5.17にCAT内の各コンパートメントにおけるアンモニア濃度を示す。流入部付近のコンパートメント1-16の間ではアンモニア濃度が増加し、その後緩やかに減少していることが確認された。また、硝酸、亜硝酸濃度はいずれのコンパートメントにおいても1 mgN/L以下であった。流入部付近では廃水中の有機態窒素の分解に伴いアンモニアが生成されていることが考えられた。アンモニア濃度が減少した理由に関して、CAT内は嫌気性条件下であるが、開放型である為表層部付近では空気との接触があることから、表層付近に溶け込んだ酸素によりアンモニアが酸化され、それらが直ちに脱窒反応に利用されていることが示唆された。一方、流入部付近であるコンパートメント1-5の間では、アンモニア濃度が増加しているにも関わらず、亜酸化窒素生成速度も高いことから、硝化・脱窒由来ではなく、有機態窒素の分解等の経路により、亜酸化窒素が生成されていることが推察された。

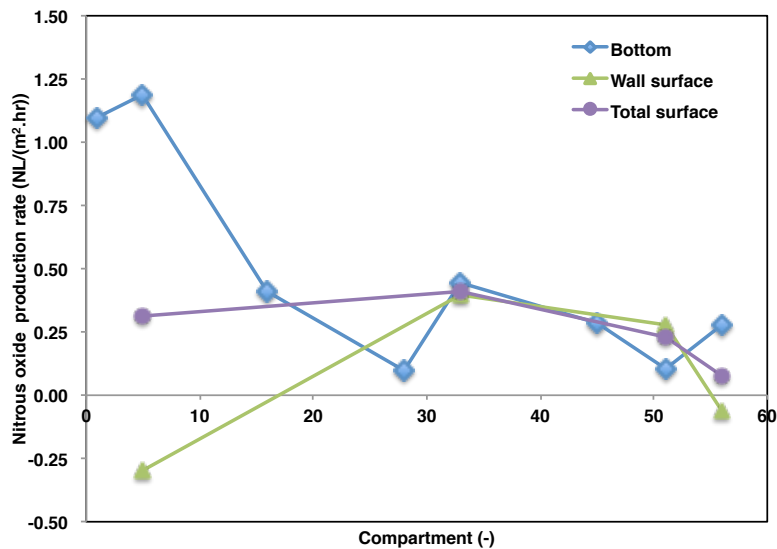


Fig.-5.16 Nitrous oxide production rate from bottom, wall surface and total surface of each compartment in CAT.

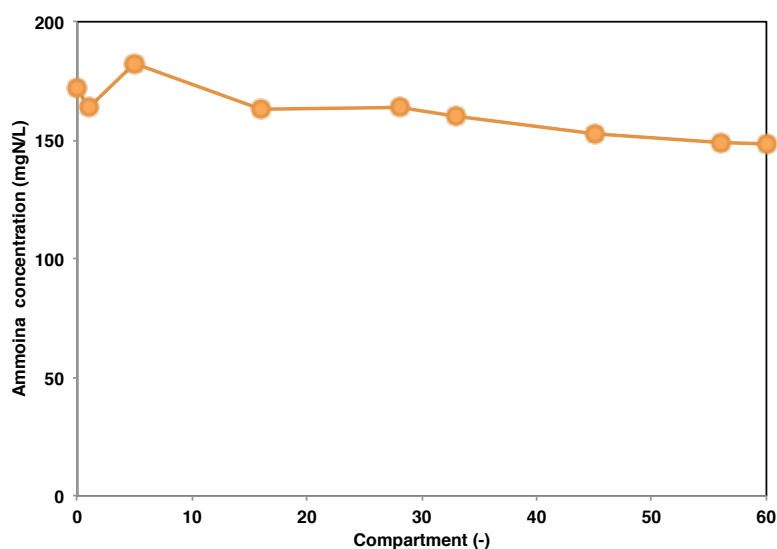


Fig.-5.17 Ammonia concentration of each compartment in CAT.

(5) 生成された温室効果ガスの寄与度

廃水 1 m³ 処理当たり CAT 内全体から排出される各温室効果ガスの量を算出したところ、メタンは 3.00 Nm³/m³-ww、亜酸化窒素は 0.17 Nm³/m³-ww となり、大部分がメタンであることが確認された。また、メタン生成速度に関しては、2.2 節のバイアル試験から得られた値とほぼ一致したことから、バイアル試験によっても、廃水処理システムからの温室効果ガス排出量が予測可能であることが示唆された。一方、メタンの GWP を 25、亜酸化窒素の GWP を 298 として (IPCC, 2007)、生成量を二酸化炭素に換算した場合、メタンで 0.0534 t-CO₂e/m³-ww、亜酸化窒素で 0.0987 t-CO₂e/ m³-ww となり、亜酸化窒素が温室効果ガス全体の約 65% を占めていることが確認された。Amon らは、窒素含有量の高い家畜糞尿の処理において、処理過程で排出される温室効果ガスの 50% が亜酸化窒素であるという報告しており (Amon ら, 2006)、本調査結果は近い値となった。また、亜酸化窒素の排出係数を算出すると、0.0263 kg-N₂O-N/kg-N となり、IPCC の定める排出係数である 0.005 kg-N₂O-N/kg-N (IPCC, 2006) より約 4 倍高く、実規模のアナモックスシステム内における排出係数 (Kampschreur ら, 2008) と同程度であった。前述した値を用いて、5.2.2 節と同様にベトナム国内のゴム産業の廃水処理過程から排出される温室効果ガス量を算出すると、394 万 t-CO₂e/year となり、5.2.2 節で算出した値の 2.83 倍の排出量となった。従って、天然ゴム製造工場廃水の嫌気性処理過程では、メタンよりも、亜酸化窒素が地球温暖化に対して大きく寄与していることが示唆された。

Fig.-5.18 に CAT の流入部付近 (コンパートメント 1-5)、中央部付近 (コンパートメント 6-55) および流出部付近 (コンパートメント 56-60) から排出される温室効果ガスの比率を示す。流入部付近では亜酸化窒素が約 80% を占めており、中央部付近、流出部付近ではメタンの割合がそれぞれ約 35%、60% と増加していることが確認された。従って、RSS 廃水の嫌気性処理では、分解の初期段階で亜酸化窒素が生成されやすいことが示唆された。Fig.5-19 に各コンパートメントにおける ORP を示す。ORP の低下に伴い、

生成される温室効果ガス中の亜酸化窒素の割合が低下し、メタンの割合が増加していることが確認された。特にコンパートメント 25 までの ORP は-300 mV 以上となっており、メタン生成が進行しにくく、かつ亜酸化窒素が生成し易い環境になっていたことが予測された。

上述した通り、生成される温室効果ガスの約 65%を亜酸化窒素が占めているが、回収して利用可能なメタンと異なり、亜酸化窒素に関しては生成量自体を減少させる必要がある。しかしながら、現状では RSS 廃水の嫌気性分解過程における亜酸化窒素の生成経路は明らかになっていない。前述の通り、CAT が開放型であることにより、表層部でアンモニアが酸化され、それらが直ちに脱窒されることにより、亜酸化窒素が生成されているのであれば、閉鎖型の嫌気性処理システムを用いることにより、反応槽内の ORP をメタン発酵に適切な範囲に保つことも可能となり、亜酸化窒素の生成量を減少させることは可能である。また、CAT 流入部付近のコンパートメントでは、壁面で亜酸化窒素が酸化されている可能性が示唆されていることから、反応槽の底面積を小さくすることにより、酸化される亜酸化窒素の量を増加させることが可能であると推察された。

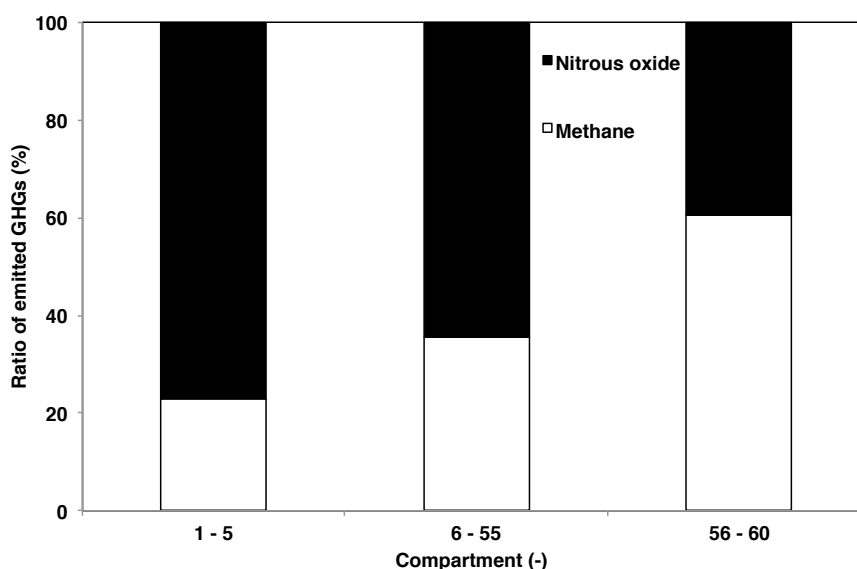


Fig.-5.18 Composition of emitted GHGs from near influent, middle part and near effluent of CAT.

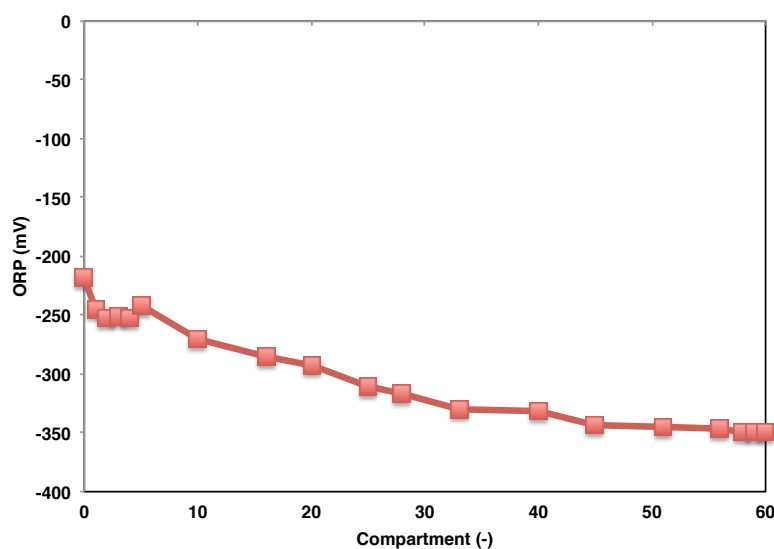


Fig.5-19 ORP of each compartment.

5.4 小括

ベトナム国内の3つの天然ゴム製造工場において、廃水処理システムの性能評価を行ったところ、3工場共に、ベトナムの天然ゴム製造工場における排水基準を満たせていないことが確認された。また、全工場に共通して、開放型嫌気性処理システムと好気性処理システムが組合わされており、嫌気性処理システムからの温室効果ガスの大気放出および好気性処理システムにおける電力消費が課題として挙げられた。3工場の内、RRIVの工場内の開放型嫌気性廃水処理システムから排出される温室効果ガス量を測定したところ、廃水1 m³処理当たりメタンは3.00 Nm³/m³-ww、亜酸化窒素は0.17 Nm³/m³-wwとなり、大部分がメタンであることが確認された。一方、各温室効果ガス排出量を二酸化炭素に換算した場合、メタンで0.0534 tCO₂e/m³-ww、亜酸化窒素で0.0987 t-CO₂e/m³-wwとなり、亜酸化窒素が温室効果ガス全体の約65%を占めていることが確認された。従って、メタン回収および亜酸化窒素ガスの排出量を削減可能な閉鎖型の嫌気性廃水処理システムを導入することにより、CDM事業への展開も可能となることが示唆された。

第5章 参考文献

Amon, B., Kryvoruchko, V., Amon, T. and Zechmeister-Boltenstern, S. 2006. Methane, nitrous oxide and ammonia emissions during storage and after application of dairy cattle slurry and influence of slurry treatment. *Agri. Ecosys. Environ.*, 112, 153-162.

Angelidaki, I., Alves, M., Bolzonella, D., Borzacconi, L., Campos, J. L., Guwy, A. J., Kalyuzhnyi, S., Jenicek, P. and van Lier, J. B. 2009. Defining the biomethane potential (BMP) of solid organic wastes and energy crops: a proposed protocol for batch assays. *Wat. Sci. Tech.*, 59 (5), 927-934.

IPCC, 2007. Forth assessment report : Climate change. In : Eggleston, S., Buendia, L., Miwa, K., Nagara, T. and Tanabe, K. (Eds.). Waste, Wastewater treatment and discharge. Doorn., M. R. J., Towprayoon, S., Vieira, S. M. M., Irving, W., Plmer, C. Pipatti, R. and Wang, C.

IPCC, 2006. Guidelines for national greenhouse gas inventories. In : Eggleston, S., Buendia, L., Miwa, K., Nagara, T. and Tanabe, K. (Eds.). Waste, Wastewater treatment and discharge. Doorn., M. R. J., Towprayoon, S., Vieira, S. M. M., Irving, W., Plmer, C. Pipatti, R. and Wang, C.

Kampschreur, M. J., van der Star, W. R. L., Wiolders, H. A., Mulder, J. W., Jetten, M.S. M. and van Loosdrecht, M. C. M. 2009. Dynamics of nitric oxide and nitrous oxide emission during full-scale reject water treatment. *Wat. Res.*, 42, 812-826.

Nguyet, A. V. 2013. Natural rubber industry in Vientam. VietinbankSc Industry Report.

Nguyen, N. H. and Luong, T. T. 2012. Situation of wastewater treatment of natural rubber latex processing in the Southeastern region, Vietnam. *J. Viet. Env.*, 2, 58-64.

社団法人日本下水道協会, 1984. 下水試験方法 1984年度版.

第6章 固形分・脂質および硫酸塩を含む廃水の嫌気性処理特性

6.1 はじめに

第3-5章において、東南アジア地域のパーム油産業および天然ゴム産業から排出される廃水の特徴として、前者では高濃度の固形分および脂質、後者では硫酸塩を含むことが明らかとなった。これらの固形分、脂質、硫酸塩に関しては、嫌気性処理において加水分解過程が律速になることや、中間代謝物がメタン生成古細菌にとって阻害的な影響を与えること、リアクター保持汚泥のウォッシュアウトの要因となることが知られており、高速処理技術の適用が困難となっている。一方、固形分および脂質は廃水から分離・回収することにより、燃焼等によって効率的にエネルギーを回収することが可能となる。第5章のCATにおいて、RSS 廃水中に残存するゴム分が表層部に浮上・分離することで回収されており、POME中の脂質や繊維質も浮上し易い性質を有していることから、固形分および脂質の分離・回収には、バツフル型の反応器が有効であることが示唆された。

一方、硫酸塩に関しても、硫酸塩還元細菌が有機物の分解に寄与し、特に水素除去者として機能することにより、メタン発酵系で問題となるプロピオン酸等のVFAの蓄積を回避することが可能となることも知られている。第5章のCATにおいても、廃水中のプロピオン酸の分解が律速となっていることが確認されている。また、天然ゴム産業から排出されるCL廃水は、高濃度の硫酸塩を含有していると共に、有機物の主成分は酢酸、プロピオン酸、酪酸等のVFAで構成されている為、現状の好気性処理ではなく、嫌気性処理を適用することで、廃水中の硫酸塩の有効利用が可能となることが考えられる。

本章では、POMEからの固形分および脂質の回収方法の検討として、ラボスケールのABRによる固形分・脂質の回収性能の評価を、硫酸塩を高濃度に含むCL廃水処理方法の検討として、嫌気性バッチリアクターを用いた硫酸塩を含む廃水の処理特性の評価を行った。

6.2 実験方法

6.2.1 嫌気性バツフル反応器による厨房廃水からの固形分・脂質の回収性能の評価

Fig.-6.1にABRの概略図を示す。ABRは $\Phi 50$ mmのPVCパイプを組み合わせて作製した。ABRの容積は7.2 L (有効容積: 6.8 L) とし、4つのコンパートメントで構成した。植種汚泥には食品工場廃水の処理を行っていたUASBリアクターの保持汚泥を用いた。ABRはウォーターバス内に設置し、スラッジベッド部分(全容積の10%)のみ35℃で加温した。供試廃水には、呉工業高等専門学校の学生食堂から排出された食品残渣をザルに通し、米や麺、肉等の大きな固形分を取り除いた厨房廃水を用い、水道水で適宜希釈してABRへ供給した。ABRのHRTは16時間に固定し、廃水のCOD濃度を増加させることにより、OLRを段階的に上昇させて運転を行った。

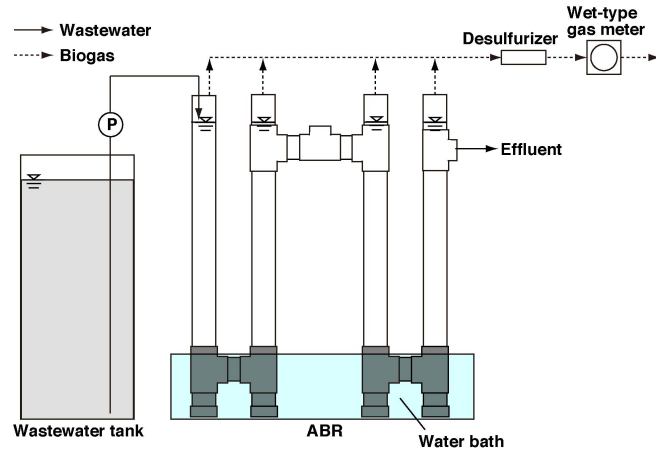


Fig.-6.1 Schematic diagram of lab-scale ABR system.

6.2.2 VFA の蓄積・分解に与える硫酸塩の影響評価

嫌気性バッチリアクター（液相部 10L）により、炭素源として分解の過程で VFA を生成し易い易分解性有機物である溶性スターチ廃水を用いて、HRT 25 日、55°C の条件で、添加硫酸塩濃度の異なる 2 系列（コントロール系: C, 高硫酸塩系: S）の運転を行った。溶性スターチ廃水は、リアクターの OLR が 1.2 kgCOD/ (m³.d) となる様に供給した。また、植種汚泥には生ゴミ処理を行っていた高温消化汚泥を用いた。Fig. 6-2 に嫌気性バッチリアクターの概略図を示す。リアクター内の基質濃度を均一にする為、生成ガスによる攪拌を行った。また、硫化物による阻害の影響を低減する為、全系列共にガスライン中に脱硫塔を装着した。基質は 1 日に 1 度、基質の供給量と当量の汚泥を引き抜いた後、供給した。リアクター内の硫酸塩濃度は、コントロール系では 33 mgSO₄²⁻-S/L, 高硫酸塩系では 100 mgSO₄²⁻-S/L とした。培養基質は、上記炭素源と硫酸塩ナトリウムに、以下の微量元素（単位: mg/L）を添加して構成した; NH₄Cl, 500; MgCl₂ · 6H₂O, 400; CaCl₂, 113; FeCl₂ · 4H₂O, 2.0; CoCl₂ · 6H₂O, 0.17; ZnCl₂, 0.07; H₃BO₃, 0.06; MnCl₂ · 2H₂O, 0.50; NiCl₂ · 6H₂O, 0.027; Na₂MoO₄ · 2H₂O, 0.025; EDTA, 5.0; NaHCO₃, 1,000; KH₂PO₄, 6,805; K₂HPO₄, 8,710.

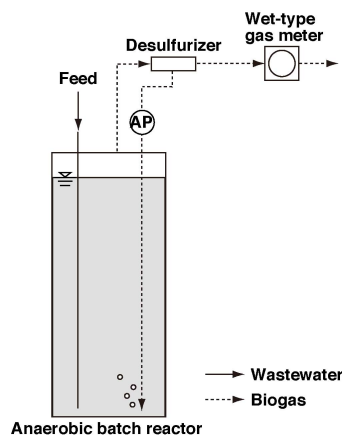


Fig.-6.2 Schematic diagram of anaerobic batch reactor.

6.2.3 活性試験

リアクター保持汚泥を供試汚泥として、メタン生成活性 (Methane-producing activity, MPA) および硫酸塩還元活性 (Sulfate-reducing activity, SRA) を評価した。いずれも COD 換算として、gCOD/(gVSS.d) 単位で求めた。酢酸, H₂/CO₂ (80%/20%, 1.4 atm) を電子供与体とし、バイアル内濃度は 2,000 mgCOD/L とした。詳細な手順は、既報 (Syutsubo ら, 2001; Yamaguchi ら, 1997) に従って行った。

6.2.4 プロピオン酸分解に対する初期硫酸塩濃度・初期水素分圧の影響評価

天然ゴム製造工場廃水中の主要な VFA であるプロピオン酸の分解に対する硫酸塩濃度・水素分圧の影響を評価する為、リアクター保持汚泥について、初期硫酸塩濃度・水素分圧を変化させた条件下で (初期硫酸塩濃度: 0, 33, 100, 200, 400 mgSO₄²⁻-S, 初期水素分圧: 0, 0.33, 0.68, 1.39, 13.9, 25.8, 79.3 kPa), プロピオン酸分解活性 (Propionate-degrading activity: PDA) を測定した。プロピオン酸のバイアル内初発濃度は 500 mgCOD/L とした。詳細な手順は 5.2.2 節と同様とした。また、初期水素分圧の影響評価実験では、各水素分圧系に対して、硫酸塩の有無による影響の評価も行った。

6.2.5 分析方法

各種水質およびガス組成の分析は、第 3-5 章と同様の手法により実施した。

6.3 実験結果および考察

6.3.1 嫌気性バツフル反応器による厨房廃水からの固形分・脂質の回収性能の評価

Fig.6-3 に ABR の OLR および COD 除去率の経日変化を示す。170 日以上連続運転の結果、ABR は最大 OLR 14.3 kgCOD/(m³.d) において、COD 除去率 90%を達成し、良好な処理性能を有していることが確認された。一方、除去 COD に対するメタン転換率は約 25%と低く、ABR の各コンパートメント上部にスカムの蓄積が確認された。Table-6.1 に厨房廃水とスカムの組成を示す。厨房廃水は全 COD 濃度、固形物濃度および脂質濃度において、POME と同等であった。一方、ABR 内に蓄積したスカムは含水率が約 85%、全 COD 濃度が厨房廃水の約 10 倍高く、全 COD 中の約 50%が脂質由来であった。また、スカムの蓄積量は上向流のコンパートメントの方が下降流のコンパートメントの 7-8 倍多い傾向が見られており、特に上向流のコンパートメントの上部がグリーストラップとして機能していることが確認された。ABR 内の蓄積スカムは、廃水中の脂質および固形分が濃縮されて生成されていることから、嫌気性処理によるメタン回収は困難であることが示唆された。

Photo-6.1 に ABR の蓄積スカムと POME 処理酸生成ラグーン 2 の蓄積スカムを示す。酸生成ラグーン 2 の蓄積スカムに着目すると、黄色の部分が常温の ABR スカムと、黒色の部分が 105°C で乾燥後の ABR スカムと似通っている様に見受けられた。このことから、ABR スカムを天日干し等で乾燥させることにより、酸生成ラグーン 2 のスカムと同等の性質となることが推察された。また、酸生成ラグーン 2 の蓄積スカムは、300°C 程度に加熱することで発火することが確認されており、ABR、酸生成ラグーン 2 双方の

蓄積スカムは、ボイラー等の燃料としてのポテンシャルを有していることが推察された。従って、POME 処理システムとしては酸生成ラグーンの後段に ABR を設置するか、あるいは上向流部分のコンパートメントの HRT を長めに設定した ABR 単独での処理を行うことによって、廃水中の固形分および脂質を分離・回収し、残りの易分解性有機物の高速処理が可能となることが示唆された。

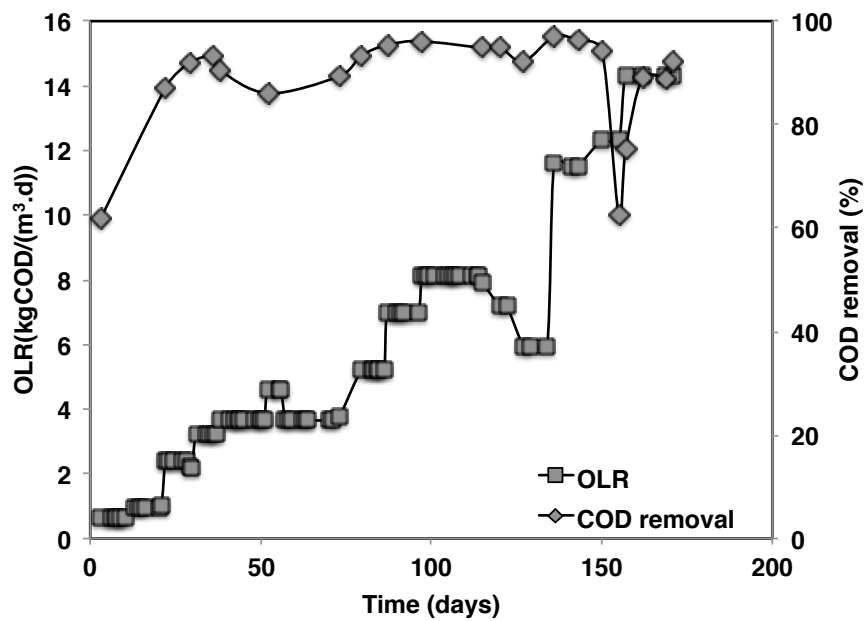


Fig.6-3 Time course of OLR and COD removal of the ABR.

Table-6.1 Chemical characteristics of restaurant wastewater and scum.

Parameter	Unit	Restaurant wastewater	Scum
pH	-	4.85±0.92	-
Total COD	mgCOD/L	57,100±1,300	539,000
SS	mgSS/L	24,300±5,000	-
TS	%	-	14.7
Lipid	mg/L	12,100±2,400	99,100

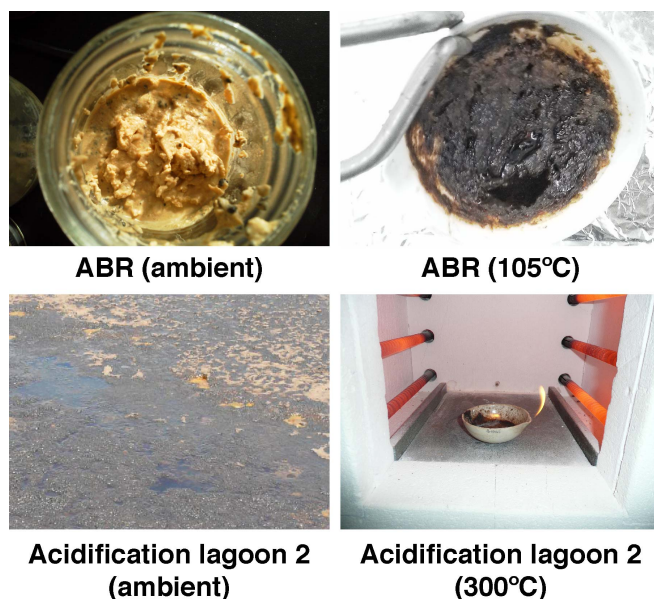


Photo-6.1 Accumulated scum of ABR and acidification lagoon 2.

6.3.2 VFA の蓄積・分解に与える硫酸塩の影響評価

Fig.-6.4 にコントロール系と高硫酸塩系における酢酸およびプロピオン酸濃度の経日変化を示す。コントロール系では運転開始と同時にプロピオン酸の蓄積が開始し、プロピオン酸濃度が 1,000 mgCOD/L を越えた後に酢酸の急激な蓄積が確認された。これは、蓄積したプロピオン酸により酢酸資化性のメタン生成古細菌が阻害を受けていることが推察された。一方、高硫酸塩系では、運転 30 日目までは酢酸、プロピオン酸共に蓄積が確認されたが、その後減少し、低濃度の状態が保たれていた。従って、硫酸塩の添加が VFA の蓄積の制御に寄与していることが示唆された。

Fig.-6.5 に植種汚泥、運転 91 日目におけるコントロール系と高硫酸塩系のリアクター保持汚泥のメタン生成活性および硫酸塩還元活性を示す。植種汚泥において確認されなかった酢酸資化性のメタン生成活性 (MPA-Ac.) は、コントロール系、高硫酸塩系共に増加が確認されたが、水素資化性のメタン生成活性 (MPA-H₂) と比較すると、それぞれ約 1/2, 1/30 と低く、高硫酸塩系の方がコントロール系よりも低い活性値であった。一方、水素資化性メタン生成活性では、コントロール系では植種と比較して若干の活性の低下が確認されているのに対し、高硫酸塩系では活性が約 4 倍まで増加していることが確認された。また、硫酸塩還元活性に関しても、酢酸、水素共に活性の増加が確認された。プロピオン酸の分解には、プロピオン酸酸化細菌と水素資化性細菌の共生が必要であることが知られていることから (Imachi ら, 2000)、高硫酸塩系では、水素資化性のメタン生成古細菌および硫酸塩還元細菌が水素除去者として機能することにより、プロピオン酸の蓄積を回避できていたことが示唆された。

一方、酢酸資化性の活性に着目すると、高硫酸塩系のメタン生成活性は、コントロール系の約 1/3 と低かった。しかしながら、酢酸資化性の硫酸塩還元活性とメタン生成活性の合計は、コントロール系のメタン生成活性と同程度であった。従って、高硫酸塩系では、酢酸の利用に対してメタン生成古細菌と硫酸塩

還元細菌の間で基質競合が起きており、また、生成された硫化水素によって酢酸資化性のメタン生成古細菌が阻害を受けていることが推察された。酢酸はプロピオン酸と共に、天然ゴム製造工場廃水中の主要な VFA である為、エネルギー回収の観点から、酢酸からのメタン生成を促進する必要がある為、硫酸塩還元とメタン生成を分離して処理を行うことが効果的であることが示唆された。

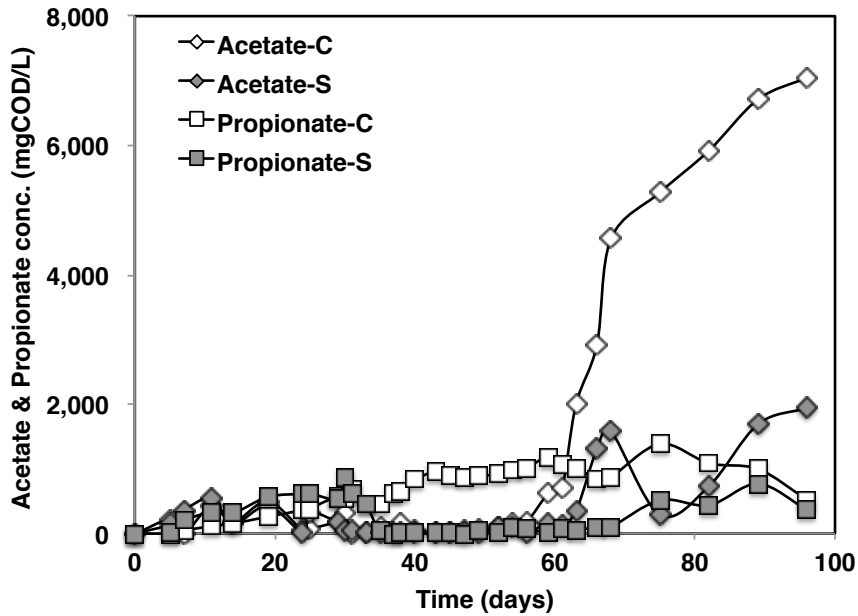


Fig.-6.4 Time course of acetate and propionate concentration of anaerobic batch reactors.

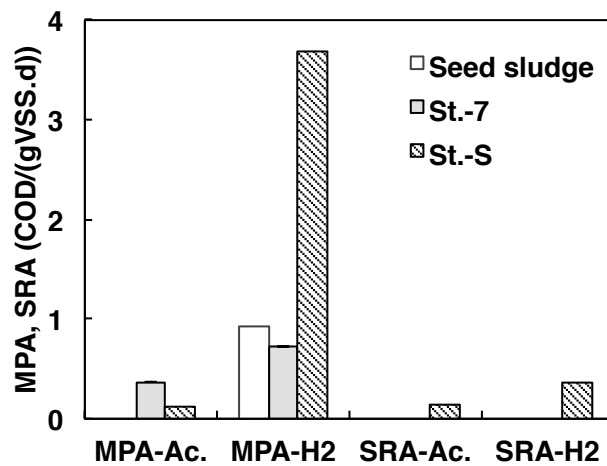


Fig.-6.5 Methane-producing and sulfate-reducing activities of anaerobic batch reactors retained sludges.

6.3.3 プロピオン酸分解に対する初期硫酸塩濃度・初期水素分圧の影響評価

Fig.-6.6 にコントロール系と高硫酸塩系のリアクター保持汚泥における PDA と回分初期硫酸塩濃度の関係を示す。コントロール系ではいずれの硫酸塩濃度においてもほぼ同等の活性であったのに対し、高硫酸塩系では硫酸塩濃度の増加に伴い、活性の上昇が確認され、通常培養時の硫酸塩濃度である $100 \text{ mgSO}_4^{2-}\text{-S/L}$ では、硫酸塩無添加時と比較して2倍高い活性を有していた。ここで、回分終了時における各系列の硫酸塩濃度を測定したところ、コントロール系では硫酸塩が最大で $50 \text{ mgSO}_4^{2-}\text{-S/L}$ 程度しか利用されていないのに対し、高硫酸塩系では、最大で $170 \text{ mgSO}_4^{2-}\text{-S/L}$ の利用が確認された。すなわち、元々高い硫酸塩還元能を有する高硫酸塩系では、硫酸塩濃度に対応したプロピオン酸分解が可能であるが、コントロール系では硫酸塩還元能の限界が $50 \text{ mgSO}_4^{2-}\text{-S/L}$ 程度である為、硫酸塩濃度の増加に関わらず、活性がほぼ一定となったものと考えられた。

Fig.-6.7 に高硫酸塩系のリアクター保持汚泥における各回分初期水素分圧条件における PDA を示す。また、図中に示す実線および点線はそれぞれ、硫酸塩添加系 (S100: $100 \text{ mgSO}_4^{2-}\text{-S/L}$) と無添加系 (S0: $0 \text{ mgSO}_4^{2-}\text{-S/L}$) における、水素分圧 0 Pa 時の活性を示している。S0 における活性の変化を見ると、初期水素分圧が $10^2\text{-}10^3 \text{ Pa}$ の範囲において、水素分圧 0 Pa 時と比較して約50%プロピオン酸分解活性が低下していることが確認された。このことから、有機物の分解初期に高い水素分圧に曝されると、プロピオン酸分解に対して阻害的な影響が働くことが分かった。これに対し、S100 では同様の初期水素分圧範囲においても、水素分圧 0 Pa 時とほぼ同等の活性を保持していた。実験時に両系列の水素分圧の挙動を観察したところ、S0, S100 共に実験開始1時間後には、水素分圧が 10^2 Pa 以下まで低下していることが確認されたが、S100 の水素分圧レベルは S0 の約50%であった。一般的に、水素に対する基質親和性は硫酸塩還元細菌の方がメタン生成古細菌よりも高いことが知られている (Holmer&Kristensen, 1994)。従って、有機物の分解初期の水素分圧の履歴によるプロピオン酸分解に対する硫酸塩還元細菌の寄与として、共生系におけるプロピオン酸分解に水素除去者として機能することによって、リアクター内の水素分圧を低レベルに維持し、プロピオン酸分解の進行し易い環境を作り出していることが分かった。

以上の結果より、廃水中に含まれる硫酸塩はプロピオン酸の分解および水素分圧の低減には効果的であり、プロピオン酸を主成分とする天然ゴム製造工場廃水中に含まれる硫酸塩も有効利用が可能であることが示唆された。

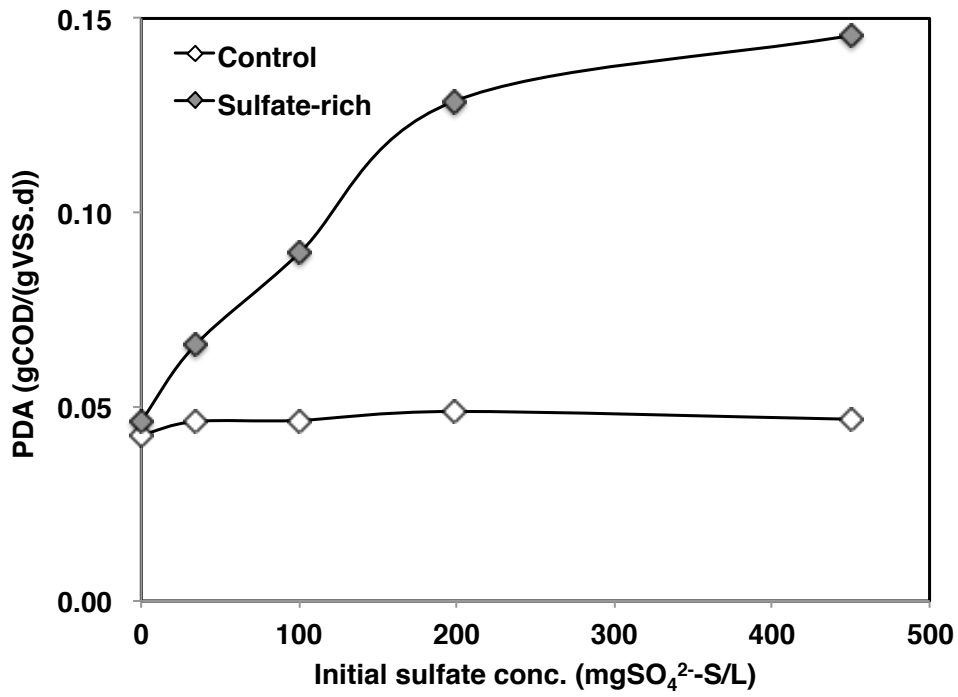


Fig.-6.6 Effect of initial sulfate concentration to propionate-degrading activity.

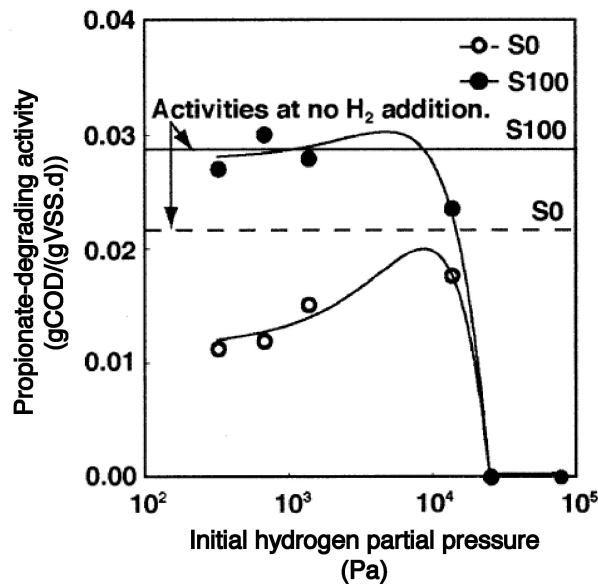


Fig.-6.7 Effect of initial hydrogen partial pressure to propionate-degrading activity.

6.4 小括

本章では、POME 中の固形分・脂質の回収および CL 廃水中の硫酸塩の有効利用法の検討を行った。固形分および脂質を高濃度に含む POME の処理に関しては、ABR を適用することにより、廃水中の固形分および脂質を各コンパートメントの上部でスカムとして分離・回収し、その他の易分解性の有機物に関しては、メタンとして回収が可能となることが明らかとなった。また、回収されたスカムは、固形分および脂質を主成分としており、含水率も 85%程度であることから、工場内のボイラー等の燃料としての利用可能性が考えられた。従って、POME 処理に関しては、酸生成ラグーンや ABR によって難分解性物質である固形分および脂質の分離・回収することによる、後段の嫌気性処理の高速化が有効であることが示唆された。

硫酸塩を高濃度に含む CL 廃水の処理に関しては、硫酸塩還元により生成される硫化水素によるメタン生成古細菌への阻害や、硫酸塩還元細菌とメタン生成古細菌の間での基質競合により、メタン回収率の低下が懸念された。しかしながら、硫酸塩還元細菌が水素除去者として機能することにより、天然ゴム製造工場廃水中の主要な VFA であるプロピオン酸の分解促進および水素分圧の低減が可能となることも明らかとなった。従って、硫酸塩還元細菌とメタン生成古細菌による有機物分解を分離することにより、双方の利点の活用が可能となることが示唆された。

上記の結果より、POME 処理システムとしては、ABR を、天然ゴム製造工場廃水処理システムとしては、硫酸塩還元細菌とメタン生成古細菌による有機物分解を分離する為、2 槽式の UASB を提案し、第 7 章における実証試験を行うものとする。

第6章 参考文献

Holmer, M. and Kristensen, E. 1994. Coexistence of sulfate reduction and methane production in an organic-rich sediment. *Mar. Ecol. Ser.*, 107, 177-184.

Imachi, H., Sekiguchi, Y., Kamagata, Y., Ohashi, A. and Harada, H. 2000. Cultivation and in situ detection of a thermophilic bacterium capable of oxidation propionate in syntrophic association with hydrogenotrophic methanogen in thermophilic methanogenic granular sludge. *Appl. Environ. Microbiol.*, 66, 3608-3615.

Syutsubo, K., Shinthurat, N., Ohashi, A. and Harada, H. 2001. Population dynamics of anaerobic microbial consortia in thermophilic granular sludge in response to feed composition change. *Wat. Sci. Tech.*, 43, 59-66.

Yamaguchi, T., Harada, H. and Tseng, I., C. 1997. Competitive exclusion of methane-producing bacteria by sulfate-reducing bacteria in anaerobic degradation of long chain fatty acids. *Proc. of the 8th International Conference on Anaerobic Digestion.*, 2, 362-370.

第7章 東南アジア地域のアグロインダストリーに適用可能な廃水処理システムの提案

7.1 はじめに

第3-5章において、東南アジア地域のパーム油産業および天然ゴム産業における現行の廃水処理システムの性能評価および温室効果ガス排出量の評価を行った。パーム油産業における廃水処理システムの現状の課題は、温室効果ガス排出量の低減であり、嫌気性処理後の廃液は液肥としてプランテーション内に散布されている為、排水基準に関する懸念は少ないことが確認されている。一方、天然ゴム産業における廃水処理システムでは、温室効果ガスの排出量だけでなく、好気性処理における消費電力の削減および排水基準の達成が求められている。

本章では、第6章で得られた結果に基づき、POME 処理に対しては固形分や脂質を分離・回収可能な高速嫌気性処理システムである ABR を、天然ゴム製造工場廃水処理に対しては硫酸塩還元とメタン生成を分離した2槽式 UASB と省エネルギー型好気性処理システムである DHS を組み合わせたシステムをそれぞれ提案し、連続廃水処理実験により処理性能の評価を行った。また、提案システムの性能と第3-5章の結果を元に、提案システムの導入による処理水質の改善、運転・管理コストの削減、温室効果ガス排出量の削減、初期建設コスト等の項目を比較・評価し、現地への導入可能なシステムの検討を行った。

7.2 実験方法

7.2.1 嫌気性バツフル反応器による POME の処理性能評価

本実験装置は、マレーシア国内のパーム油工場の敷地内に設置された。当該工場では、年間163万トンのFFBを処理する能力を有しており、年間のCPO生産量およびPOME排出量はそれぞれ34万トンおよび106万トンであった。また、当該工場内には4基の閉鎖型嫌気性消化槽が設置されており、HRTおよびOLRはそれぞれ40日、 $1.3 \text{ kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ であった(渋谷ら, 2011)。

Fig-7.1にABRの概略図を示す。ABRは有効容積 40 m^3 であり、バツフルプレートにより内部を6つのコンパートメントに分離されており、流入部になるコンパートメントにのみ攪拌用の水中ミキサーが設置された。供試廃水には、第3章の嫌気性ラグーンとの性能比較を行う為、廃水の有機物濃度が前述する嫌気性ラグーンと同程度になる様に、水道水にて2倍に希釈したPOMEと、工場内に設置されたDAFにより前処理を行ったPOMEを用いた。Table-7.1に希釈POME、前処理POMEおよび第3章における嫌気性ラグーン流入水の組成を示す。希釈POMEの溶解性COD濃度が若干低いものの、概ね3廃水共に類似した組成であることが確認された。ABRのOLRは、HRTを短縮させることにより、段階的に増加させながら連続運転を実施した。OLRを増加させていく過程において、アルカリ度を供給する為、ABR処理水を廃水流入量に対して0.5の比率で循環を行った。また、ABRの植種汚泥には、前述した工場内の閉鎖型嫌気性消化槽の汚泥を用いた。

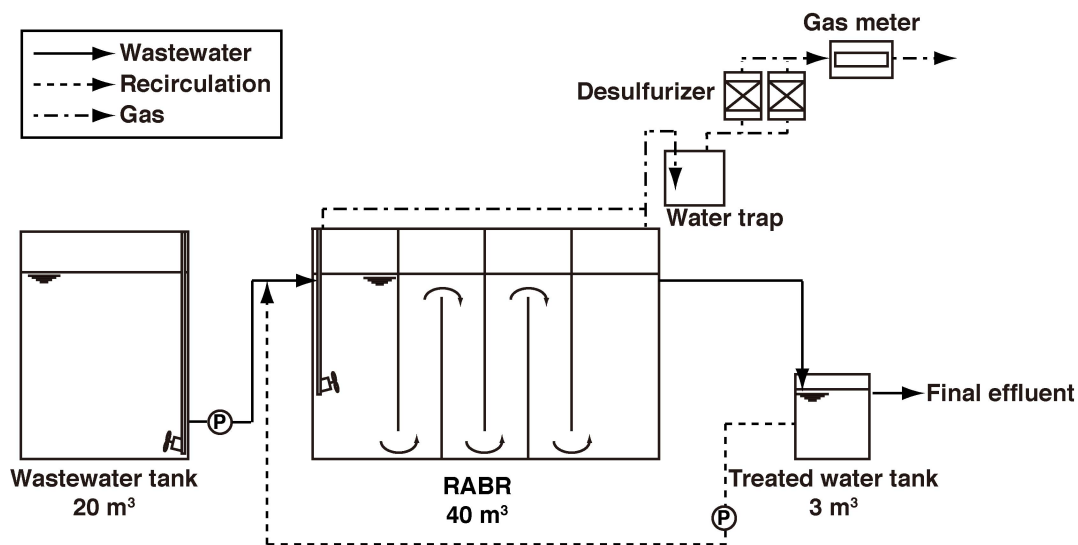


Fig.-7.1 Schematic diagram of ABR system.

Table-7.1 Chemical characteristics of diluted POME, pre-treated POME and influent of anaerobic lagoon.

Parameter	Unit	Average±SD*		
		Diluted POME	Pre-treated POME	Influent of anaerobic lagoon
pH	-	5.13±0.47	4.80±0.26	4.65±0.76
Total COD	mgCOD/L	33,100±8,100	46,500±13,400	47,800±16,500
Soluble COD	mgCOD/L	13,000±3,100	22,000±5,900	29,800±1,700
SS	mgSS/L	8,990±2,720	13,000±3,600	10,500±6,260
VSS	mgVSS/L	7,790±2,380	11,800±3,200	8,950±5,540
Lipid	mg/L	4,630±1,590	3,940±1,430	5,700±2,380

*: Standard deviation

7.2.2 2槽式 UASB-DHS システムによる天然ゴム製造工場廃水の処理性能評価

Fig.-7.2 に 2 槽式 UASB-DHS システムの概略図を示す。本システムは、第 4 章にて調査を行った工場内に設置した。本システムは、廃水中の残存ゴム分を分離するバフフル型のラバートラップ (有効容積 1180 L), 2 槽式 UASB (有効容積 1st UASB: 997 L, 2nd UASB: 597 L), DHS (スポンジ容積 195 L) により構成された。UASB および DHS の植種汚泥には、工場内の嫌気性ポンドおよび好気性ポンドの汚泥を用いた。ラバートラップの容積は、第 5 章の CAT を参考に、HRT が 2.5–6.0 日となる様に決定した。

第 4 章でも述べた様に、当該工場からは CL 廃水, RSS 廃水および STR 廃水の 3 種類の廃水が排出されていた。Table-7.2 に実験期間中における各廃水の組成を示す。3 種類の廃水の内、最も高濃度である CL 廃水に関しては、ラバートラップ通過後に 2.5 N の水酸化ナトリウムを用いて pH を 6.9–7.5 に調整した後に 1st UASB へ供給した。また、1st UASB 処理水の一部を、廃水流入量に対して 2.0 の比率で循環を行った。一方、RSS 廃水と STR 廃水に関しては 2nd UASB と DHS のみを用いて処理を行った。

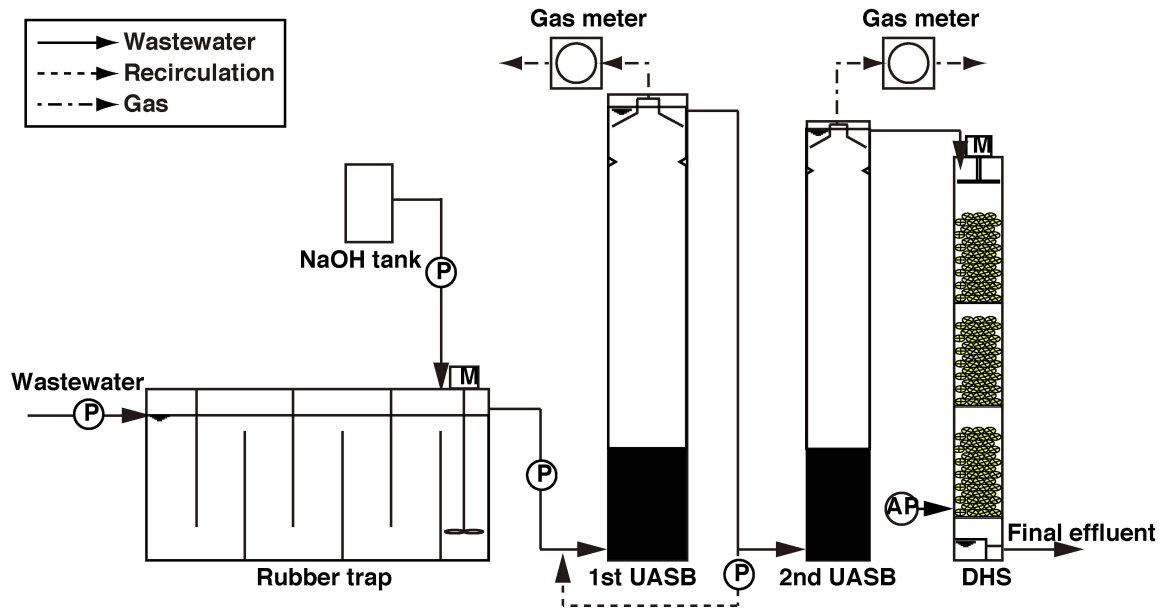


Fig.-7.2 Schematic diagram of two staged UASB-DHS system.

Table-7.2 Chemical characteristics of CL, RSS and STR wastewater.

Parameter	Unit	Average±SD*		
		CL	RSS	STR
pH	-	5.54±0.54	7.52±0.42	7.84±0.27
Total COD	mgCOD/L	14,300±2,600	1,360±650	1,280±770
Soluble COD	mgCOD/L	8220±2,020	470±222	284±185
Total BOD	mgBOD/L	8,670±2,750	423±226	502±232
SS	mgSS/L	1,780±1,260	651±677	261±116
Sulfate	mgS/L	1,430±490	3±8	4±9
TN	mgN/L	1,370±480	233±49	229±33

*: Standard deviation

7.2.3 提案システムと現行システムの比較および提案システム導入効果の評価

本章で評価を行う提案システムと、第3-5章で評価を行った現状の廃水処理システムに関して、処理水質、エネルギー、温室効果ガス排出量について比較し、現地に最適なシステムの検討を行う。Fig.-7.3, 7.4 にそれぞれ POME および天然ゴム製造工場廃水の各処理システムにおけるフローチャートを示す。POME 処理に関しては、現地で適用されているラグーンシステム、提案システムである ABR システム (希釈 POME 処理) および現地のシステムと提案システムを組み合わせた酸生成ラグーン-ABR システム (前処理 POME 処理) の3システムについて比較を行った。また、最終処理水はプランテーション内の液肥として利用することとした。天然ゴム製造工場廃水に関しては、タイの工場におけるポンドシステムおよび提案システムである2槽式 UASB-DHS システムの2システムについて比較を行った。また、2槽式 UASB-DHS システムに関しては、CL 廃水の処理を行う場合の UASB は2槽、RSS および TSR 廃水の処理を行う場合は UASB1 槽のみを使用すると仮定した。現地のシステムの運転に掛かるエネルギー

量等については、工場関係者から提供された情報に基づいて算出した。廃水処理システム内から排出される温室効果ガス量は、第3章および第5章の調査で得られた排出係数を用いて算出した。提案システムの運転に掛かるエネルギー量等については、連続実験の結果から得られた最大許容 OLR と工場内の廃水排出量から各装置の設計を行い、処理流量、揚程、必要空気量等から必要なポンプ動力等を算出した。また、回収したメタンから得られるエネルギー量は、工場内のボイラーを用いた発電を想定し、ボイラーの効率を90%、発電効率を25%、メタンの発熱量を $37.18 \text{ MJ/Nm}^3\text{-CH}_4$ 、1 kWh の発電に必要な発熱量を 3,600 kJ として算出を行った。

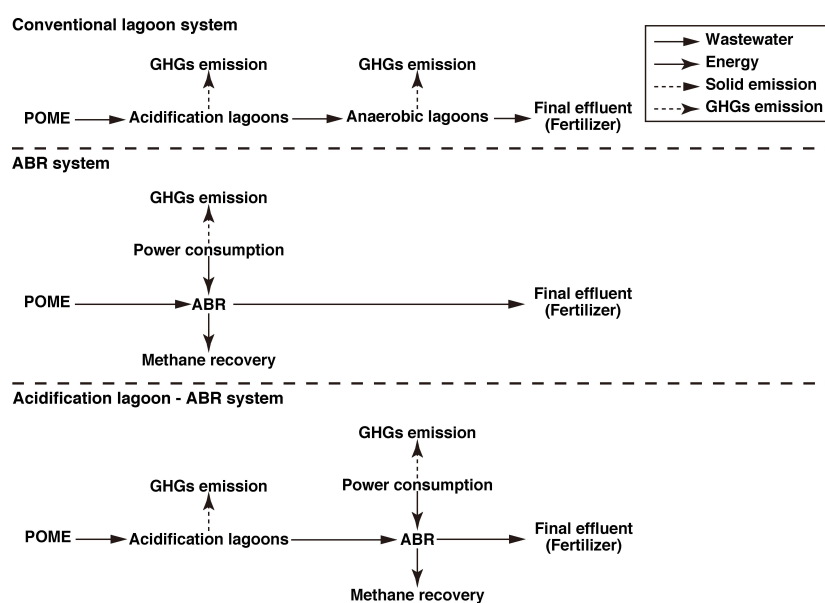


Fig.-7.3 Flow chart for the conventional lagoon system (upper), the ABR system (middle) and the acidification lagoon - ABR system (lower) for POME treatment.

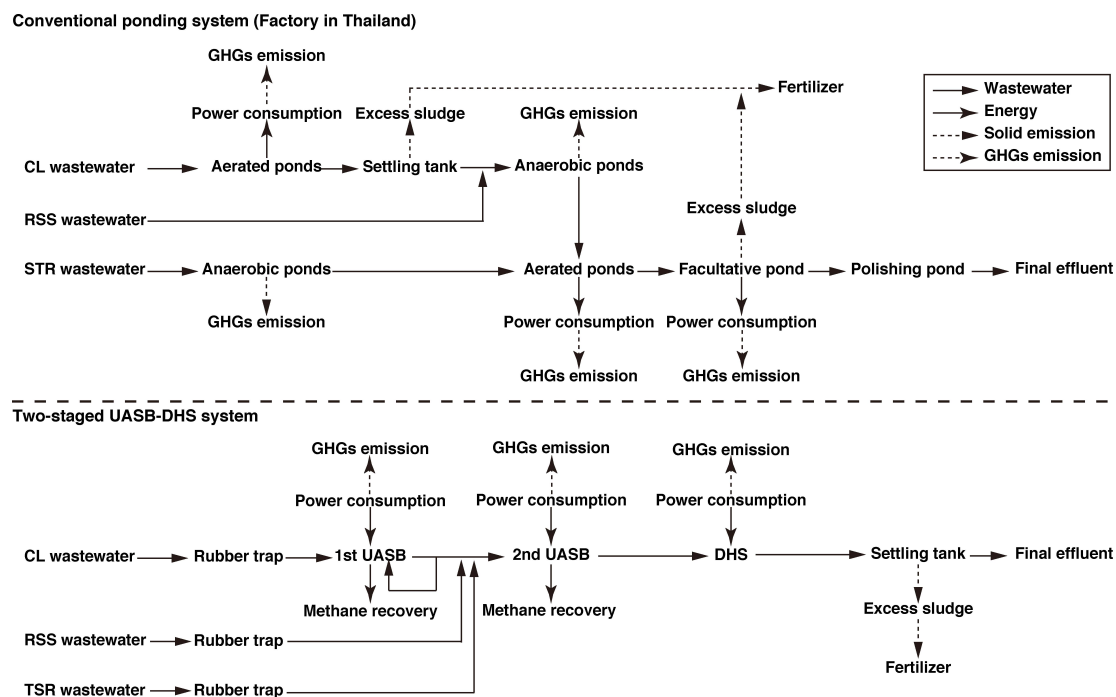


Fig.-7.4 Flow chart for the conventional ponding system (upper) and the two-staged UASB-DHS system (lower) for natural rubber processing wastewater treatment.

7.2.4 分析方法

各種水質およびガス組成の分析は、第3-5章と同様の手法により実施した。

7.3 実験結果および考察

7.3.1 嫌気性バツフル反応器による POME の処理性能評価

Fig.-7.5 に ABR の(a) OLR と HRT, (b) 全 COD および溶解性 COD 除去率の経日変化を示す。運転開始から 162 日目までは 2 倍に希釈した POME を供給し、その後 DAF による 前処理後の POME の供給を行った。希釈 POME の連続処理では、HRT を 50 日から段階的に短縮し、最終的に HRT 11 日において最大 OLR 4.63 kgCOD/(m³.d) を達成した。一方、前処理 POME の連続処理では、HRT を 8 日まで短縮し、最大 OLR 8.18 kgCOD/(m³.d) と、希釈 POME と比較して 1.8 倍高い OLR での運転が可能となった。希釈 POME, 前処理 POME 処理時における COD 除去率は、全 COD でそれぞれ 93.1±4.2%と 93.4±2.1%、溶解性 COD でそれぞれ 92.3±5.8%と 93.7±2.1%と良好な処理が行われていた。第3章で調査を行ったラグーンシステム全体の HRT は 53 日、嫌気性ラグーンの HRT は 45 日であり、また本章で実験を実施した工場内の閉鎖型嫌気性消化槽の HRT は 40 日であることから、ABR を適用することにより、従来技術と比較して 5 倍以上の高速処理が可能であることが示唆された。

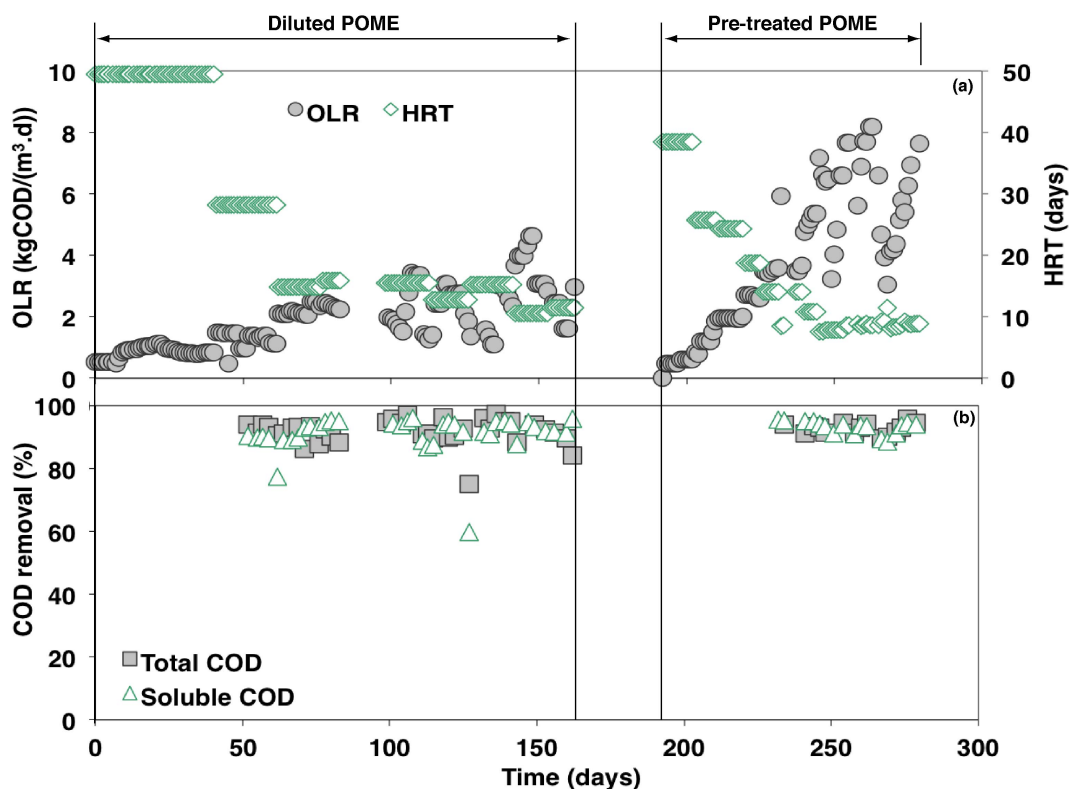


Fig.-7.5 Time course of (a) OLR and HRT, and (b) total and soluble COD removal of ABR.

Fig.-7.6 に、希釈 POME および前処理 POME の処理における COD バランスを示す。ABR に流入した COD の内、希釈 POME では 42.8%、前処理 POME では 63.4%がメタンに転換していることが確認された。一方、希釈 POME では 50.3%、前処理 POME では 30.0%が未知成分となった。POME 等の油分を高濃度に含む廃水の嫌気性処理を行った場合、装置内の保持汚泥と廃水中の油分が結合し、スカムが形成され、装置の上部に蓄積し易いことが知られている (多川ら, 1999)。Photo-7.1 に、ABR の流入口および流出口に蓄積したスカムの写真を示す。希釈 POME 処理時には、ABR の流入出部共にスカムの蓄積が確認されたが、前処理 POME 処理時には、流入部のみでスカムの蓄積が確認された。この理由として、スカム形成の主因となる油分が前処理により除去されたことにより、有機物量に対する油分の含有量が減少し、スカム蓄積が低減されたことが考えられた。一方、蓄積したスカムは嫌気性条件下において自己分解性を有していることが確認された。Fig.-7.7 に ABR 蓄積スカムの自己分解における COD バランスを示す。ABR 内に蓄積したスカムは COD 成分中の 73.2%が脂質であったが、嫌気性条件下において自己分解が進行し、25 日間で脂質の 94.0%が分解され、分解された脂質とほぼ当量のメタン生成が確認された。従って、ABR 内に蓄積したスカム中には、脂質の分解に寄与する微生物群が高濃度に含まれており、蓄積スカムを分離・自己分解させることにより、メタンの回収が可能であると同時に、自己分解後のスカムを ABR 内に返送することにより、脂質の分解能に優れた汚泥として利用可能であることが示唆された。しかしながら、脂質が主成分であるスカムの自己分解には 25 日程度の滞留時間を有するという課題

も挙げられた。一方, 6.3.1 節において無攪拌の ABR によって回収されたスカムは, 汚泥をほとんど含んでおらず, 固形分および脂質を主成分としていたことが確認されている。本章では, POME 中の脂質の分解効率を高める為に流入部において攪拌を行ったが, 蓄積するスカムの処理の簡便性を考慮した場合, ABR の流入部では攪拌を行わない方が, システム全体の処理が効率的となることが示唆された。

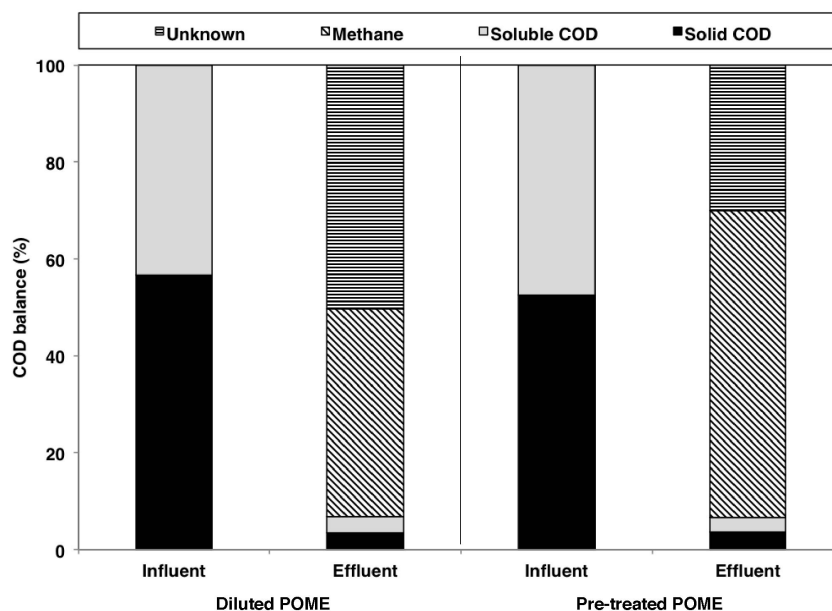


Fig.-7.6 COD balance of ABR.

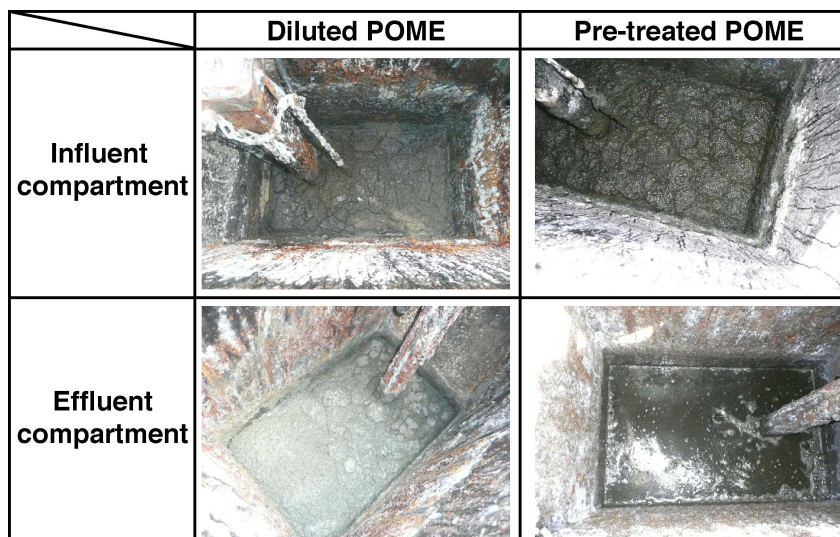


Photo -7.1 Accumulated scum in ABR.

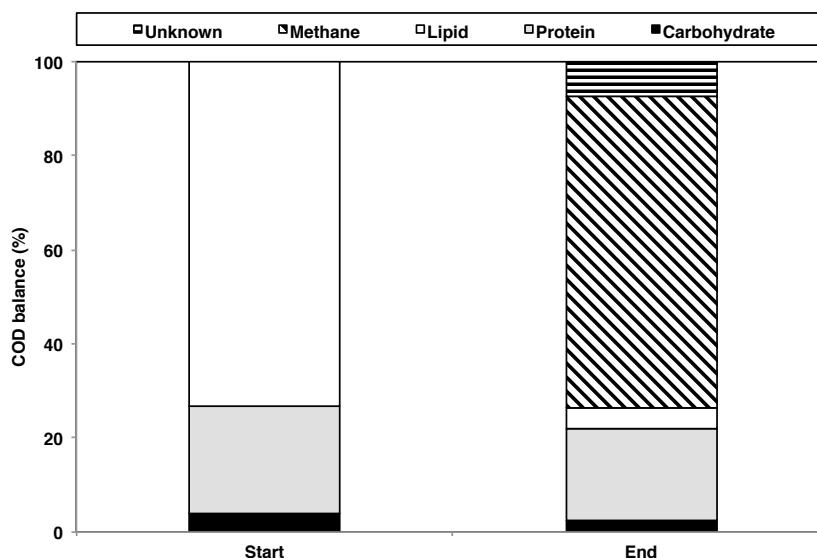


Fig.-7.7 COD balance for anaerobic digestion of accumulated scum in ABR.

7.3.2 2槽式 UASB-DHS システムによる天然ゴム製造工場廃水の処理性能評価

Fig.-7.8 に CL 廃水処理における 1st UASB と全システムの (a) OLR と (b) 全 COD 除去率の経日変化を示す。ここで、全システムとはラポートラップ以降の生物処理部分のことを示す。CL 廃水処理では、運転期間を 1st UASB の OLR と HRT により 5 つに分けて実験を行った。運転開始から 90 日間はスタートアップ期間とし、低負荷で運転しながらリアクター保持汚泥の順養を行った。Phase 1 では 1st UASB の HRT を短縮させながら OLR の増加を行ったが、HRT を 4 日から 2 日に半減させた後に、1st UASB、2nd UASB 双方の保持汚泥の流出が発生し、1st UASB と全システムの全 COD 除去率はそれぞれ 25% と 60% まで低下した。この原因として、1st UASB の HRT を半減させたことによりショックロード状態になってしまったことが考えられた。そこで、phase 2 では 1st UASB の HRT を 4 日に設定して運転を行ったところ、両 UASB からの汚泥の流出は減少した。同期間におけるシステム全体での全 COD 除去率は $91.5 \pm 10.8\%$ と良好であったが、1st UASB の全 COD 除去率は OLR $2.5 \text{ kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ において $30.9 \pm 10.8\%$ と低かった。従って、同期間においては後段の 2nd UASB および DHS により有機物の半分以上が除去されていたことが示唆された。Phase 3 では、1st UASB の HRT は phase 2 と同様の 4 日に設定し、OLR が $1.5 \text{ kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ となる様に廃水を水道水により希釈して 1st UASB へ供給した。その結果、1st UASB およびシステム全体での全 COD 除去率はそれぞれ、 $72.6 \pm 3.9\%$ および $95.7 \pm 1.3\%$ まで増加し、処理性能の向上が確認された。Phase 4, 5 では、1st UASB へのショックロードの影響を評価する為、HRT を 2 日に短縮し廃水の希釈を停止した状況で 10 日間運転を行い (phase 4)、その後 phase 3 と同じ条件に戻して運転を再開した (phase 5)。その結果、phase 4 では 1st UASB の全 COD 除去率が 50% 程度まで低下したものの、phase 5 では $76.2 \pm 0.7\%$ まで回復した。従って、長期間に運転により 1st UASB 保持汚泥が馴致され、ショックロードに対応することが可能となったことが示唆された。

連続実験の結果より、システム全体で良好な処理を維持する場合、1st UASB の許容最大 OLR は 2.5 kgCOD/(m³.d)、1st UASB 自体の有機物除去能を高くする為には、1.5 kgCOD/(m³.d) が適切な OLR であることが確認された。この OLR は、CL 廃水の処理を行っている他の嫌気性処理システムと同程度のものであった (Kongjan ら, in press; Hatamoto ら, 2012; Boonswang ら, 2008; Kanyarat & Sumate, 2008; Anotai ら, 2007)。一方、有機性の工業廃水処理を行っている中温 UASB と比較すると、非常に低い OLR となっていた (Gali ら, 2005)。その理由として、CL 廃水の特徴として、高濃度の硫酸塩が含まれていることが挙げられる。高濃度に硫酸塩を含む廃水嫌気性処理を行った場合、硫酸塩還元によって高濃度の硫化水素が生成され、それらがメタン生成古細菌の活性を阻害することが知られている (Lens ら, 1998)。Table 7-2 より、CL 廃水中の硫酸塩が全て硫酸塩還元細菌による有機物分解に利用された場合、全 COD の約 30%が硫酸塩還元により分解されることになる。Phase 2 において、1st UASB 流入水中の硫酸塩の 90%以上が、1st UASB 内で利用されていたことが確認されていることから、1st UASB 内における有機物の分解は、硫酸塩還元細菌によるものが大部分であることが考えられた。また、硫酸塩が 1st UASB で消費されることにより、2nd UASB ではメタン生成古細菌の硫化水素による阻害を回避することが可能となる。従って、CL 廃水の処理を行う場合は、硫酸塩還元による有機物除去とメタン生成による有機物除去を 2 槽に分けて進行させることにより、良好な処理を行うことが可能となることが示唆された。

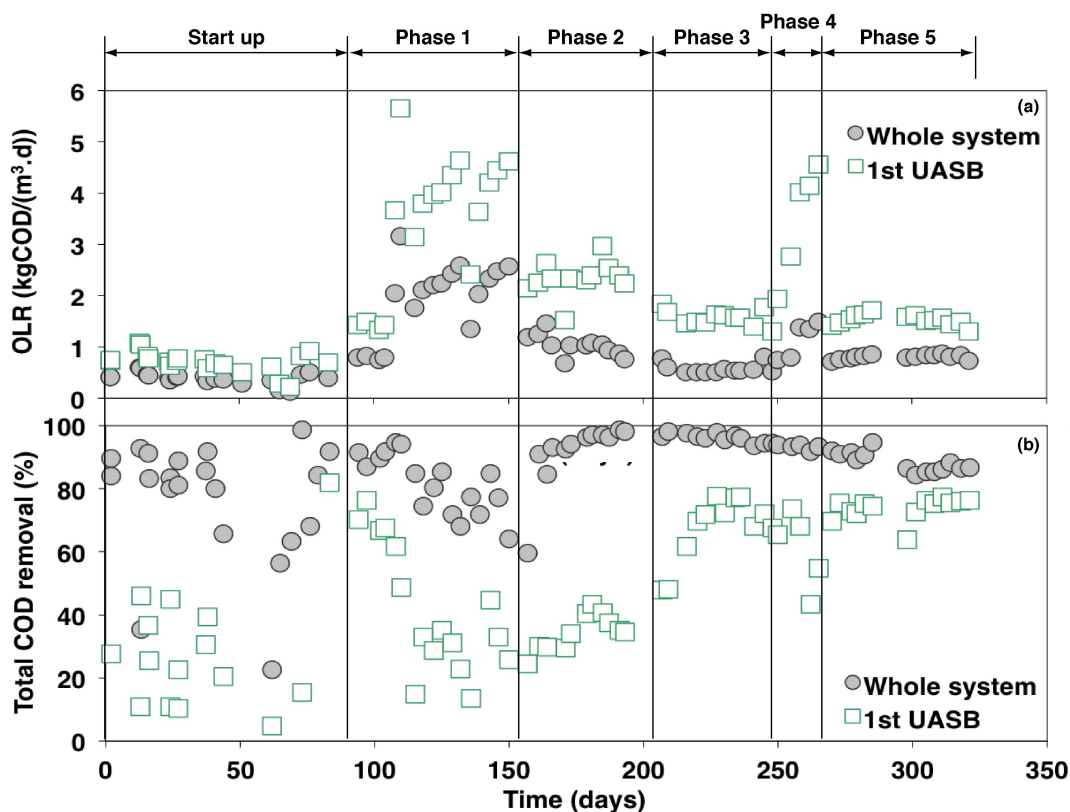


Fig.-7.8 Time course of (a) OLR, and (b) Total COD removal of whole system and 1st UASB for CL wastewater treatment.

CL 廃水の連続処理実験実施後、供試廃水を RSS, STR の順に切り替え、2nd UASB と DHS による廃水処理実験を開始した。Fig.-7.9 に RSS, STR 廃水処理における 2nd UASB と全システムの (a) OLR と (b) 全 COD 除去率の経日変化を示す。RSS, STR 廃水処理では、2nd UASB とシステム全体の HRT は 1 日および 1.3 日に設定した。RSS および STR 廃水における全 COD 除去率は、2nd UASB 単体では $62.8 \pm 20.0\%$ と $60.8 \pm 14.2\%$ 、システム全体では $89.3 \pm 6.3\%$ と $87.8 \pm 7.6\%$ となり、良好な処理が行われていた。CL 廃水処理実験の phase 2 において、システム全体の HRT は 7.0 日となっていることから、RSS および STR 廃水の処理は、CL 廃水の 1/5 程度の HRT で処理が可能であることが確認された。この理由としては、RSS および STR 廃水の全 COD 濃度は CL 廃水の約 1/7 であり、かつ硫酸塩もほとんど含まれていないことから、生物分解が容易であった為であることが示唆された。

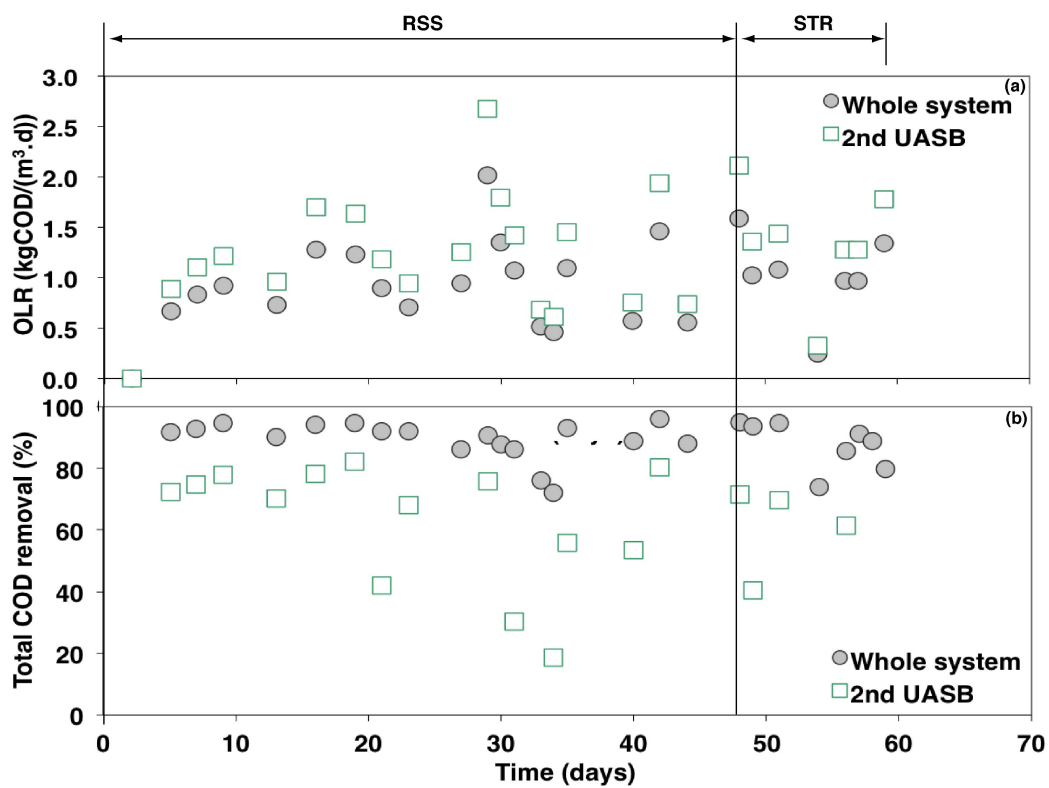


Fig.-7.9 Time course of (a) OLR, and (b) Total COD removal of whole system and 1st UASB for RSS and STR wastewater treatment.

7.3.3 提案システムと現行システムの比較および提案システム導入効果の評価

Table-7.3 に POME 処理における現地システムと ABR システムの最終処理水質を示す。全項目において、ABR システムが現地のシステムを上回っており、POME 処理システムとして適用可能であることが確認された。一方、排水基準と比較した場合、全項目において排水基準を満たしていないことから、河川等への処理水の放流を想定するのであれば、後段に好気性処理システムの導入が必須であることが確認

された。しかしながら、現地のシステムであるラグーンシステムおよび閉鎖型嫌気性消化槽では、処理水を液肥としてプランテーション内に散布しており、ABR システムの処理水は現地のシステムよりも高い水質を有していることから、同様に液肥としての散布が可能であると考えられた。

Fig.-7.10 に各システムにおける 1 日当たりの (a) 電力消費量および (b) 温室効果ガス排出量を示す。ABR システムにおける電力消費量は、7.3.1 節で得られた最大 OLR 時の HRT を用いて第 3 章の工場廃水を処理するのに必要な装置容積を決定し、ABR 内での上昇線流速を 0.3 m/h、コンパートメントの数を 10 として装置の底面積および高さを決定した後、流量および必要な揚程からポンプ動力を算出して求めた。電力消費由来の温室効果ガス排出量には、マレーシアにおける排出係数 0.741 kg-CO₂/kWh (Kuriyama, 2014)を用いた。酸生成ラグーンおよび嫌気性ラグーンから排出される温室効果ガス量は、第 3 章の測定値を用いた。ラグーンシステム、ABR 共に必要な動力は POME を送液するポンプのみとなるが、ラグーンシステムでは高低差によって POME を流しているのに対し、ABR では廃液をポンプアップする必要がある為、揚程の大きい ABR システム (ABR 容積: 3,200 m³, 高さ: 8 m, HRT: 11 日), 酸生成ラグーン-ABR システム (ABR 容積: 2,400 m³, 高さ: 6 m, HRT: 8 日), ラグーンシステムの順に電力消費量は大きくなっているが、いずれのシステムにおいても ABR で回収されるメタンを発電した場合に得られる電力の 0.4%以下であった。一方、温室効果ガス排出量に関しては、ラグーンシステム、酸生成ラグーン-ABR システム、ABR システムの順で大きくなり、嫌気性ラグーンのみを ABR に置き換えた場合で 88.8%、ラグーンシステム全体を ABR に置き換えた場合で 99.9%、温室効果ガス排出量を削減可能であることが確認された。CDM 事業により当該工場内に ABR システムを導入した場合、カーボンクレジットを 6.0 USD/t-CO₂ とすると、ABR システムでは 24.6 万 USD/year, 酸生成ラグーン-ABR システムでは 21.8 万 USD/year の排出取引となる為、ABR の建設コストの単価を 1000 USD/m³-reactor とした場合、10-30 年で建設コスト分を賄うことが可能となる。また、ABR で回収可能なメタンは約 400 MJ/m³-POME となった。パーム油工場内には、繊維、種、椰子殻等、他の副産物が発電用の燃料として豊富にあることと、パーム油工場は市街地から離れた場所にある為、売電を行う為の設備投資にコストが掛かることから、回収したメタンを用いた発電は、生産者側にとってメリットが少ない。しかしながら、マレーシア政府の方針により、現状において展開されている CDM 事業では、バイオガスは発電に利用されている。一方、バイオガスの組成を、メタン 97% (v/v) 以上、二酸化炭素 3% (v/v) 以下、硫化水素 10 ppmv, 含水量 32 mg/Nm³ 以下まで精製することにより、天然ガス(Compressed Natural Gas: CNG) の代替として使用することが可能となる (Tong & Bakar Jaafar, 2005)。プランテーション内では、FFB の輸送や液肥の散布に使用するトラックの燃料が必要となるが、それらを天然ガス車にし、その燃料に回収・精製したメタンを使用することは、生産者側にとってもメリットがある為、今後は、POME 処理技術とバイオガスの精製技術の同時開発を行っていくことが、パーム油工場を対象とした CDM 事業を展開して行く上で有効であることが予測された。

Table-7.3 Chemical characteristics of final effluent from each POME treatment system.

Parameter	Unit	Average±SD*			Discharge standard
		Lagoon system	Closed digester	ABR system	
pH	-	7.79±0.29	7.4±0.3	6.98±0.28	5 - 9
Total COD	mgCOD/L	5,060±4,010	17,100±1,200	3,000±1,160	1,000
Soluble COD	mgCOD/L	1,500±220	2,030±120	1,340±390	-
BOD	mgBOD/L	-	1,890±400	366±104	100
SS	mgSS/L	1,490±740	12,400±1,400	1,280±670	400
VSS	mgVSS/L	1,180±460	8,960±610	1,020±520	-

*: Standard deviation

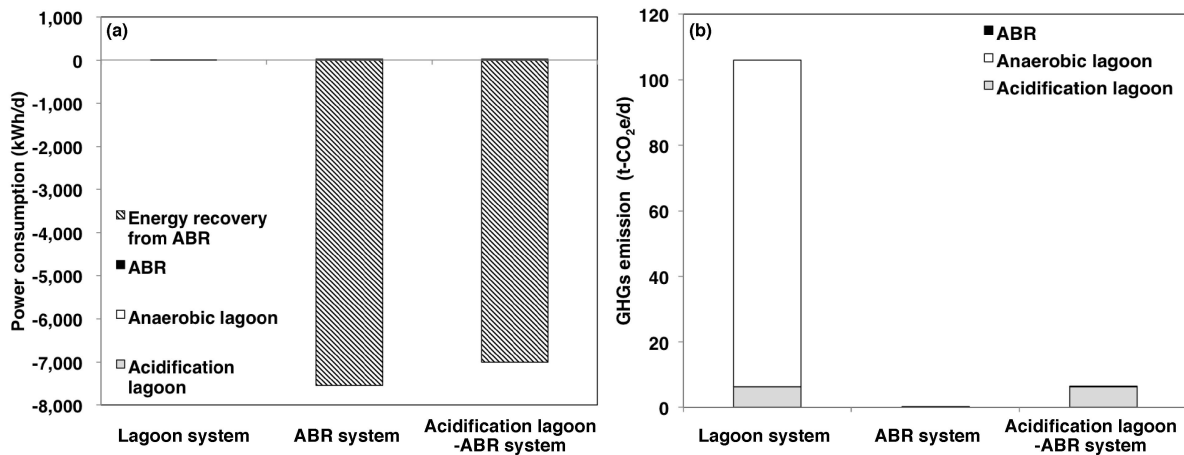


Fig.-7.10 (a) Power consumption and (b) GHGs emission of each POME treatment system.

Table-7.4 にタイの天然ゴム製造工場廃水処理におけるポンドシステムと2槽式UASB-DHSシステムの最終処理水質を示す。2槽式UASB-DHSシステムに関しては、各廃水の処理性能を用いて、Fig.7-4のシステムフローで処理を行った場合の最終処理水質を算出した。全項目において、2槽式UASB-DHSシステムが現地のポンドシステムを上回っており、天然ゴム製造工場廃水処理システムとして適用可能であることが確認された。一方、排水基準と比較した場合、ほとんどの項目は達成しているものの、全窒素に関しては達成ができていなかった。現状の2槽式UASB-DHSシステムは、窒素除去を行うシステムとなっていない為、排水基準を達成する為には、DHS処理水のUASBへの返送かあるいは後段に窒素除去プロセスを加える必要があることが示唆された。

Fig.-7.11 にタイのポンドシステムと2槽式UASB-DHSシステムにおける1日当たりの(a)電力消費量と(b)温室効果ガス排出量を示す。2槽式UASB-DHSシステムにおける電力消費量は、1st UASBについては7.3.2節のphase 2におけるHRT 4日を、2nd UASBとDHSについてはRSS, STR処理を行った際のHRT 1日と0.3日を用いて当該工場廃水を処理するのに必要な装置容積を決定し、UASB内での上昇

線流速を 5.0 m/h (1st UASB は循環水を含めて) として、装置の底面積および高さを決定した後、流量および必要な揚程からポンプ動力を算出して求めた。DHS に関しては、流入する有機物、硫化物および窒素の酸化に必要な酸素量を用いて、DHS における酸素の溶解効率を 20%、曝気に用いるブロワの効率を 60%、DHS 内の全圧を 300 mmAq として必要な曝気動力の算出を行った。また、DHS の散水機に掛かる動力は、0.8 W のモーターを 1 日 24 時間稼働させるものとした。温室効果ガス排出量は、第 5 章の測定結果を用いて、メタンおよび亜酸化窒素ガスの排出係数を 0.009 t-CO₂e/kgCOD, 0.543 t-CO₂e/kgN として算出した。また、2 槽式 UASB-DHS システムにおいて、ラバートラップは第 5 章の CAT のコンパートメント 1-5 と同等の性能とし、同コンパートメント間における温室効果ガス排出量を算出し、ラバートラップからの温室効果ガス排出量とした。4.3.2 節で述べた様に、ポンドシステム内における電力消費は、CL 廃水処理および後段処理を行っている曝気ポンドがほとんどであった。一方、2 槽式 UASB-DHS システム (1st UASB 高さ: 6 m, 2nd UASB 高さ: 5 m) では、廃水の送液に使用するポンプ動力が消費電力全体の 53.4%、DHS における曝気動力が全体の 46.6%であり、総消費電力はポンドシステムの 9.0%であった。また、UASB で回収したメタンを発電に使用した場合、システムの運転に必要な消費電力の全量を 1st UASB のみから回収されるメタンで賄うことが可能となり、残りの発電量は、製造側で消費する電力の 4.3%に相当した。ポンドシステムから排出される温室効果ガスの 98.6%が処理後の CL 廃水と RSS 廃水を処理する嫌気性ポンドと STR を処理する嫌気性ポンドから排出されていた。4.3.3 節で算出されたポンドシステム全体から排出される温室効果ガス量は 24.3 t-CO₂e/d であったが、第 5 章において天然ゴム製造工場廃水の処理過程からは亜酸化窒素ガスも排出されていることが確認されたことから、亜酸化窒素を考慮した温室効果ガス排出量を算出すると 400 t-CO₂e/d となり、亜酸化窒素を考慮しない場合の 15 倍以上となった。2 槽式 UASB-DHS システムを導入することで、嫌気性ポンドから排出される温室効果ガスを回収することが可能となり、システム全体で排出される温室効果ガス量を 92.9%削減可能となった。従って、電力消費量の削減が目的であれば 1st UASB と DHS の導入が、温室効果ガス排出量の削減が目的であれば 2nd UASB の導入が最も効果的であることが示唆された。

Table-7.4 Chemical characteristics of final effluent from each natural rubber processing wastewater treatment system.

Parameter	Unit	Ponding system	Average±SD*			Two-staged UASB-DHS system (as Fig. 6-4)	Discharge standard
			Two-staged UASB-DHS system				
			CL	RSS	STR		
pH	-	7.99±0.08	6.69±0.52	6.77±0.64	7.06±0.62	6.99	5.5 - 9.0
Total COD	mgCOD/L	112±20	106±33	94±15	101±19	100	120
Soluble COD	mgCOD/L	88±35	94±30	91±24	94±14	93	-
Total BOD	mgBOD/L	46±18	41±12	8±9	8±10	9	20
SS	mgSS/L	49±15	121±52	6±2	8±5	11	50
Total nitrogen	mgN/L	-	1,510±160	140±38	141±36	181	-
TKN	mgN/L	-	-	-	-	-	100

* : Standard deviation

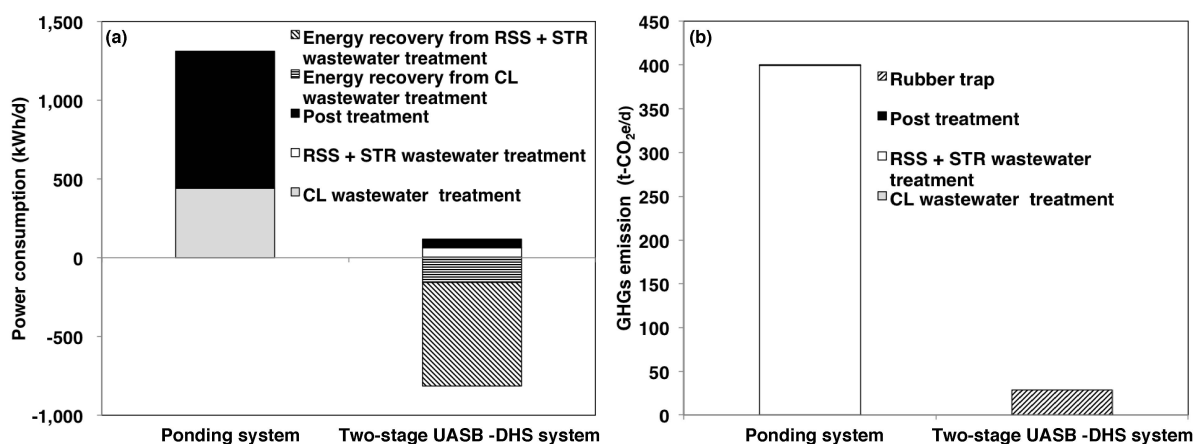


Fig.-7.11 (a) Power consumption and (b) GHGs emission of ponding system and two-staged UASB-DHS system.

装置の建設コストを考えた場合、建設コストの単価を 1000 USD/m³-reactor とすると、1st UASB (容積:300 m³), 2nd UASB (容積:2,575 m³) および DHS (容積:1,545 m³) の建設コストはそれぞれ、30 万 USD, 180 万 USD および 103 万 USD となる。CDM 事業により当該工場内に 2 槽式 UASB-DHS システムを導入した場合、カーボンクレジットを 6.0 USD/t-CO₂ とすると、81.3 万 USD/year の排出取引となり、建設コストを 4 年間で全て賄うことが可能となる。一方、回収したメタンを発電に利用することで、現状のポンドシステムと比較して年間 437 MWh の電力消費量の削減が可能となる。タイにおける電気料金は 0.0906 USD/kWh となることから、工場全体で 39.6 万 USD/year のコスト削減が可能となる。従って、CDM 事業内でメタンガスの発電を行うことにより、2 槽式 UASB-DHS システムを当該工場内に導入するメリットは大きいことが示唆された。

Fig.-7.12 に、POME および天然ゴム製造工程廃水の各処理システムにおける廃水 1 m³ 処理当たりの (a) 電力消費量および (b) 温室効果ガス排出量を示す。まず、POME と天然ゴム製造工程廃水処理における電力消費量を比較した場合、嫌気性処理水を液肥として利用している POME 処理の方が、好気性処理を行わない為、廃水中の有機物濃度が高いにも関わらず電力消費量が大幅に少ないことが確認された。次に、タイとベトナムにおける廃水処理システムを比較すると、第 5 章で調査を行った RRIV の開発した CAT-AT システムで最も電力消費量が少なくなった。一方、ベトナムの工場 A, B とタイの工場におけるポンドシステムを比較すると、工場 A, B 共にタイのポンドシステムと類似システムを使用しているにも関わらず、ベトナムの工場では 9-18 倍電力消費量が高いことが確認された。この理由として、ベトナムの天然ゴム製造工場廃水に対する排水基準値の内、特に窒素の項目に関してタイの工業廃水の排水基準値と比較して 1/7 以下に設定されていることから、廃水中の主な窒素成分であるアンモニアの酸化に必要な酸素量を供給する為に、好気性処理システムにおける曝気量がタイのシステムよりも多くなっていることが考えられた。実際に、工場 A, B の最終処理水質はタイの排水基準は窒素の項目においても達成していることが確認された。しかしながら、ベトナムの排水基準は、両工場共に達成できていないのが現状である。また、工場関係者から収集したデータによると、両工場共に、天然ゴム製品の製造に掛か

る電力消費量を、廃水処理で消費する電力量が上回っており、工場全体のコスト削減の為に、低コスト型の廃水処理システムの導入が求められている。RRIV の開発した CAT-AT システムは、最も低コスト型のシステムであるが、十分な処理水質が得られていない為、現状の処理性能では、現地での展開は困難であると考えられた。

一方、廃水 1 m³ 処理当たりの温室効果ガス排出量に着目すると、最も有機物濃度の高い POME を処理するラグーンシステムからの排出量が最大となった。しかしながら、有機物濃度が POME の 1/10 以下であるにも関わらず、天然ゴム製造工場廃水処理システムから排出される温室効果ガスの量は、POME 処理システムから排出される量の 1/2-1/3 と高い傾向が見られた。これまで、開放型の嫌気性処理システムから排出される温室効果ガスは有機物分解に伴って生成されるメタンが主成分とされてきた為、有機物濃度が比較的低い天然ゴム製造工場廃水は CDM 事業の対象となっていなかった。しかしながら、第 5 章で行った調査の結果より、天然ゴム製造工場廃水から排出される温室効果ガスの 65% を亜酸化窒素が占めていることが確認された為、天然ゴム製造工場廃水処理システムを対象とした CDM 事業を展開するメリットが確認された。また、上述した通り、特にベトナム国内の天然ゴム製造工場では、廃水処理システムに掛かる消費電力量の削減や最終処理水質の向上が求められており、日本等の先進国からの技術提供により CDM 事業を展開していくことは、双方にとってメリットのある取り組みとなる。RRIV、工場 A、B に CDM 事業により 2 槽式 UASB-DHS システムを導入した場合、それぞれの排出取引可能額は、3.5 万 USD/year、58.8 万 USD/year および 92.9 万 USD/year となる。Table-7.2 より、現状の 2 槽式 UASB-DHS システムでは、COD および窒素の項目において、ベトナムの排水基準を満たせていないが、運転に掛かる消費電力量および温室効果ガス排出量大幅に削減することが可能となる為、本システムの硝化性能の向上および脱窒性能を付加することにより、ベトナムだけでなく東南アジア地域の天然ゴム生産国にとって適切な廃水処理システムとして提案可能であることが示唆された。

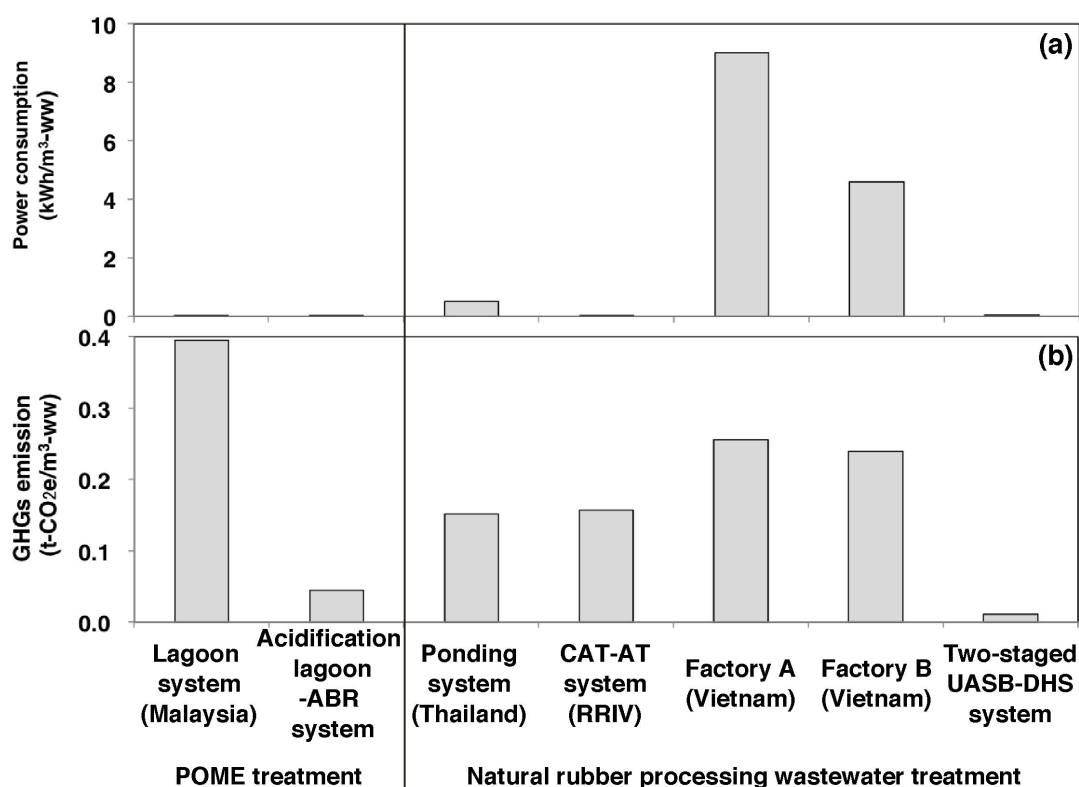


Fig.-7.12 (a) Power consumption and (b) GHGs emission of each wastewater treatment system.

7.4 小括

パーム油産業および天然ゴム産業の工場廃水処理を対象として、新規システムの提案、性能評価、現地システムとの性能比較、および新規システムの導入効果の評価を行った。パーム油産業における現状の廃水処理システムの課題は開放型嫌気性システムからの温室効果ガス排出量であったが、提案システムである ABR システムを現地システムの酸生成ラグーンと組み合わせて適用することで、現地システムの 3 倍の処理速度で温室効果ガス排出量を 88.8%削減すると同時に、CDM 事業を展開することにより 21.8 万 USD/year の排出取引が可能となることが確認され、適切な POME 処理システムとして適用可能であることが示唆された。

一方、天然ゴム産業における廃水処理システムの課題は、好気性処理システムにおける電力消費量と開放型嫌気性処理システムからの温室効果ガス排出量、および排水基準の未達成であった。特に、ベトナムの天然ゴム製造工場においては、天然ゴム製品の生産に掛かる消費電力量以上の電力が廃水処理システムで消費されているにも関わらず、排水基準が達成されていない状況であった。提案システムである 2 槽式 UASB-DHS システムでは、窒素を除く項目においては現地システムと同等以上の処理水質が得られており、運転に掛かる消費電力量を 91-99%、温室効果ガス排出量を 93-96%削減可能となると同時に、回収したメタンを発電することにより製造側の消費電力の一部を賄うことも可能となる。また、天然ゴム製造工場廃水の処理過程からは、亜酸化窒素が大量に排出されていることが確認され、亜酸化窒素

を考慮した温室効果ガス排出量から温室効果ガス削減可能量を算出したところ、3.5万-92.9万USD/yearの排出取引に相当することが確認された。従来、天然ゴム製造工場廃水は、有機物濃度が比較的低いことから、CDM事業の対象とされていなかったが、今後、東南アジア地域の天然ゴム生産国に対して、本提案技術である2槽式UASB-DHSシステムを用いてCDM事業を展開していくことにより、日本と当該国双方にとってメリットのある取り組みが展開されていくことが示唆された。一方、天然ゴム製造工場廃水から排出される温室効果ガスの主体は亜酸化窒素となる為、CDM事業を展開していく上では、亜酸化窒素の排出量を削減可能な技術の開発が必要となることが明らかとなった。

第7章 参考文献

Amon, B., Kryvoruchko, V., Amon, T. and Zechmeister-Boltenstern, S. 2006. Methane, nitrous oxide and ammonia emissions during storage and after application of dairy cattle slurry and influence of slurry treatment. *Agri. Ecosys. Environ.*, 112, 153-162.

Boonsawang, P., Laeh, S. and Intrasungkha, N. 2008. Enhancement of sludge granulation in anaerobic treatment of concentrated latex wastewater. *Songklanakarin J. Sci. Technol.*, 30 (1), 111-119.

Hatamoto, M., Nagai, H., Sato, S., Takahashi, M., Kwakami, S., Choeisai, P. K., Syutsubo, S., Ohashi, A. and Yamaguchi, T. 2012. Rubber and methane recovery from deproteinized natural rubber wastewater by coagulation pre-treatment and anaerobic treatment. *Int. J. Environ. Res.*, 6 (3), 577-584.

Kanyarat, S. and Sumate, C. 2008. Effect of pH adjustment by parawood ash and effluent recycle ratio on the performance of anaerobic baffled reactors treating high sulfate wastewater. *Bioresour. Technol.*, 99, 8987-8994.

Kongjan, P., Jariyaboon, R. and O-Thong, S. In press. Anaerobic digestion skim latex serum (SLS) for hydrogen and methane production using two-stage process in a series of up-flow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor. *Int. J. Hydrogen Energy*.

Kuriyama, A. 2014. List of grid emission factor. IGES, Institute for Global Environmental Strategies. From (<http://pub.iges.or.jp/index.html>).

Lens, P. N. L., Visser, A., Janssen, A. J., Hulshof Pol, L. W. and Lettinga, G. 1998. Biological treatment of sulfate-rich wastewater. *Critical Rev. Environ. Sci. & Technol.*, 28, 41-88.

Tong, S. L. and Baker kJaafar, A. 2005. POME biogas capture, upgrading and utilization. *Proc. Of the PIPOC 2005 International Palm Oil Congress*, 328-336.

渋谷幸子, 久保田健吾, 谷川大輔, 射手園章吾, 珠坪一晃, 山口隆司, 関口勇地, Chen, S. S., Yunus, M. F. M., 原田秀樹. 2011. パームオイル圧搾廃液 (POME) を処理する密閉型嫌気性消化槽の処理特性と微生物群衆構造. *土木学会論文集 G (環境)*, 67 (7), III_59-III_67.

多川正, 原田秀樹, 高橋弘希, 大橋晶良, 関口勇地. 1999. 新規の多段型 UASB 反応器による脂質・タンパク質含有廃水の高温嫌気性処理パイロットプラント実験, *環境工学研究論文集*, 36, 431-441.

第8章 総括

本研究では、東南アジア地域におけるアグロインダストリーにおいて、現状の廃水処理システムの処理性能、温室効果ガス排出量の評価を行い、問題点等の洗い出しを行った。その後、適切な廃水処理システムを提案し、性能評価を行った後に、最終処理水質の比較やおよび提案システム導入による効果を評価した。各実験から得られた知見を以下に整理した。

8.1 東南アジア地域のアグロインダストリー廃水処理システムの性能および温室効果ガス排出量

8.1.1 パーム油産業

マレーシア・インドネシアにおける一般的な POME 処理システムであるラグーンシステムの廃水処理性能および温室効果ガス排出量の評価を行った。ラグーンシステムは、HRT 8 日の酸生成ラグーンと HRT 45 日の嫌気性ラグーンで構成されていた。前段の酸生成ラグーンは炭水化物等の易分解性物質の低分子化を行うと共に、難分解性物質である脂質や繊維をスカムとしてトラップすることにより、後段の嫌気性ラグーンでの有機物分解を促進する役割を担っており、システム全体での COD 除去率は 96.7%と良好であった。また、最終処理水はプランテーション内の液肥として使用されていた。

一方、酸生成ラグーン、嫌気性ラグーン共に温室効果ガスであるメタンの放出が確認された。これまでの研究では、広大なラグーン内の 2-4 箇所からのメタン生成速度を測定し、それらを平均化した値を用いてラグーンからのメタン排出量の評価を行っていたが、本研究ではラグーン内を複数のグリッドに分割し、ラグーン内におけるメタン排出量の詳細な分布を明らかにする手法の開発を行った。その結果、POME 1 m³ 処理当たりには排出されるメタンの量は、0.351 t-CO₂e/m³-POME となり、IPCC が定める排出係数から算出される値や、既報の値と比較しても高い結果が得られた。従って、本研究で開発した手法を用いることで、より詳細な温室効果ガス排出量の評価が可能となり、本研究成果が、パームオイル産業等における CDM 事業展開に貢献することが期待された。

8.1.2 天然ゴム産業

タイとベトナムにおける天然ゴム製造工場内の廃水処理システムの性能評価および温室効果ガス排出量の評価を行った。タイ、ベトナム共に一般的なポンドシステムを採用していたが、ベトナムの RRIV では、従来システムの課題である運転コストを下げたシステムの開発を行っていた。ポンドシステムにおける廃水の COD 除去率は、タイ・ベトナム共に 95%以上と良好であったが、両国とも複数の項目において排水基準が達成されていなかった。特に、ベトナムでは、排水基準が他の天然ゴム生産国と比較して厳しく設定されており、タイやマレーシアの排水基準は達成可能な最終処理水質を達成していた。現状の廃水処理システムの課題は、好気性処理に要する消費電力であり、ベトナムの場合では、天然ゴム製品の製造工程に要する以上の電力が、廃水処理システム内で消費されていることが確認された。一方、ラ

バートラップと嫌気性処理を組み合わせた CAT と藻類を用いた好気性処理槽 AT による廃水処理システムを開発した RRIV では、廃水処理で消費される電力を大幅に削減可能としたが、最終処理水質は調査を行った工場中で最も低く、ベトナムにおける排水基準 B についても達成できていない状況となっており、同システムを他の工場内に導入することは困難であることが予測された。

天然ゴム製造工場廃水処理システム内から排出される温室効果ガス量は、メタンだけを想定した場合、POME 処理システムからの排出量の 1/35 程度となる。一方で、天然ゴム製造工場廃水は、COD/N 比が 10-30 程度と低い為、処理過程において亜酸化窒素も排出されている可能性が考えられた。本研究では、PVC パイプを用いた簡易的な温室効果ガス測定装置を作製し、RRIV の嫌気性廃水処理システム内から排出される温室効果ガス量の測定を行った。その結果、排出される温室効果ガスの内、65%が亜酸化窒素であることが明らかとなった。窒素負荷量当たりの亜酸化窒素排出量は、0.0263 kg-N₂O-N/kg-N となり、IPCC の定める排出係数の 4 倍程度となった。開放型の嫌気性処理システムは、表層部が酸素と接触する為、表層付近では嫌気度が低くなり易く、天然ゴム製造工場廃水の COD/N 比も低いことから、亜酸化窒素が生成し易い条件となっていることが予測された。従って、天然ゴム製造工場廃水処理においては、温室効果ガス排出量が過小評価されていたこととなる。亜酸化窒素を考慮することで、天然ゴム製造工場廃水処理から排出される温室効果ガス量は、廃水 1 m³ 処理当たりで考えた場合、0.152 t-CO₂e/m³-ww となる。

Table-8.1 に 2012 年における東南アジア地域のパーム油および天然ゴム生産量、各産業における廃水排出量、廃水処理システムにおける温室効果ガス排出係数および温室効果ガス排出量を示す。亜酸化窒素ガスを考慮した場合、天然ゴム産業の廃水処理システムから排出される温室効果ガス量は、パーム油産業とほぼ同等の値となった。従って、東南アジア地域における天然ゴム産業は、同地域のパーム油産業と同等の CDM 事業展開に対するポテンシャルを有していることが示唆された。

Table-8.1 Production of palm oil and natural rubber, discharge amount of wastewater, GHGs emission factor and GHGs emission from wastewater treatment system of palm oil and natural rubber industry in South-east Asia on 2012.

Industry	Production (million t/year)	Discharge amount of wastewater (m ³ -ww/t-product)	GHGs emission factor (t-CO ₂ e/m ³ -ww)	GHGs emission (million t-CO ₂ e/year)
Palm oil	47.6	2.5	0.351	41.8
Natural rubber	8.7	30	0.152	39.7

8.2 提案システムの廃水処理性能と導入効果

8.2.1 パーム油産業

POME は高濃度の脂質と固形分を有していることから、代表的な高速嫌気性処理システムである UASB を適用した場合、スカムの形成や保持汚泥の流出が発生することが懸念された為、本研究では、固形分および脂質に対しても適用性のある高速嫌気性処理システムの ABR を採用し、マレーシア国内のパーム油工場内にて実証試験を行った。技術の導入を行う上で、現地システムの有効活用も検討する為、POME を直接 ABR で処理する場合と、温室効果ガス排出量は少ないが、脂質や固形分をトラップして除去可能な酸生成ラグーンによる前処理後に ABR によって処理を行う 2 つのケースを想定して、実験を行った。その結果、酸生成ラグーンでの前処理を想定したシステムの方が、POME を直接処理する場合と比較して、1.8 倍の高速処理が可能となり、現地のラグーンシステムや嫌気性消化槽と比較しても、5 倍以上の高速処理が可能となることが確認された。前処理を行った場合においても、ABR 内に若干のスカムの蓄積が確認されたが、蓄積スカムは高濃度の固形分および脂質で構成されていることから、メタンへの転換ではなく、ABR 内で分離・回収することにより、工場内のボイラーの燃料としての利用可能性が示唆された。

Fig.-8.2 に ABR の導入による温室効果ガス削減効果を示す。ABR を現地に導入した場合、酸生成ラグーンと組み合わせた場合で 88.8%、ABR 単独で処理を行う場合で 99.9% の温室効果ガス排出量を削減可能であることが試算された。この削減量を用いて CDM 事業を展開した場合、カーボンクレジットを 6.0 USD/t-CO₂ とすると、21.8–24.6 万 USD/year の排出取引が可能となり、システム導入に掛かる費用も十分回収することが可能となる。回収したメタンの用途として発電を適用した場合、パーム油工場内には、既に複数のバイオマス資源があり、それらをボイラーの燃料として使用し、運転に必要な電力を賄っているため、メリットが小さくなる。一方、プランテーション内には FFB の収集・運搬や、液肥の散布にトラックやタンクローリーが必要であり、それらの燃料としてメタンを利用可能となれば、本システムを採用する際の大きなメリットとなることが考えられる。現在、パーム油産業を対象とした CDM 事業の多くは、バイオガスの発電であることから、今後、バイオガスの精製技術と高速嫌気性処理技術を組み合わせることで、パーム油産業を対象とした新たな CDM 事業の展開が可能であることが示唆された。

Table-8.2 Reduction effect of GHGs emission by installation of ABR.

Wastewater treatment system	Discharge amount of wastewater (m ³ -ww/d)	GHGs emission factor (t-CO ₂ e/m ³ -ww)	GHGs emission (t-CO ₂ e/d)	Reduction of GHGs emission (t-CO ₂ e/year)	%
Conventional lagoon system	284	0.395	112	-	-
ABR system	284	7.94×10^{-5}	0.0225	40,900	99.9
Acidification lagoon-ABR system	284	0.044	12	36,400	88.9

8.2.2 天然ゴム産業

天然ゴム製造工場廃水処理では、最も高濃度の廃水である CL 廃水の処理を想定して、2 槽式 UASB-DHS システムを採用し、タイの天然ゴム製造工場内で実証試験を行った。導入システムにより、窒素を除く項目についてはタイの排水基準を、窒素と COD を除く項目についてはベトナムの排水基準 A を達成可能となった。導入システムは、硝化性能は有しているが、脱窒性能を有していなかった為、最終処理水の UASB への循環および後段に脱窒槽を設置することにより、排水基準を達成可能であることが考えられた。また、導入システムは、1 槽目の UASB が CL 廃水処理に対応しており、硫酸塩還元によって有機物除去が行われ、ここで生成された硫化水素はバイオガスとして取り除かれる為、2 槽目の UASB における硫化水素の阻害を回避可能となる。また、現状のシステムでは CL 廃水処理は曝気ポンドによって行われている為、UASB に置き換えることで電力消費量を大幅に削減可能となる。後段処理の DHS においても、曝気ポンドと比較して曝気量を削減することが可能となる。更に、2 槽式 UASB により回収されたメタンを用いた発電した場合、廃水処理システム全体および天然ゴム製品の製造側の消費電力の一部も賄うことが可能となり、現状の課題の一つである、廃水処理システムに掛かる電力量を解決可能となる。

天然ゴム製造工場の場合、生産する天然ゴム製品によって廃水組成等も大きく異なってくることから、それぞれの廃水種に適したシステムの選択が必要であることが示唆された。CL 廃水を処理する場合であれば、硫酸還元用の UASB の導入が最も効果的であり、廃水処理量が多い場合は、後段の DHS を導入することで大幅な電力消費量を削減可能となる。2 槽目の UASB に関しては、メタンの回収および温室効果ガス排出量の削減が目的であることから、密閉型の嫌気性処理槽であればその目的は達成可能であり、現状のポンドにカバーを設置してメタンを回収する方法が、最も経済的であると考えられた。一方で、RRIV の様に、ラバートラップと嫌気性処理を兼ねたシステムであった場合、密閉型のシステムに変更することは困難である。しかしながら、廃水中のゴム分が残存した場合、システムの配管内等で凝固し、閉塞してしまう可能性が考えられる。廃水中にゴム分が残存する理由としては、製造側の技術による部分が多いと考えられる為、廃水処理システム単体で考えるのではなく、製造側とも協力して技術開発を行っていくことが必要であると考えられた。

現状システムからの亜酸化窒素の排出が明らかになったことにより、天然ゴム産業においても CDM 事業を展開した場合にメリットが得られる可能性が考えられてきた。Table-8.3 に 2 槽式 UASB-DHS システム導入による温室効果ガス削減効果を示す。廃水排出量の多いタイの工場、およびベトナムの工場 A、B に本システムを導入した場合、8.2.1 節のパーム油工場以上の温室効果ガス削減効果があることが明らかとなった。しかしながら、いずれの工場の廃水も COD/N 比が低く、排出される温室効果ガスの主体が亜酸化窒素となっているため、温室効果削減効果を得るためには亜酸化窒素削減技術の開発が必要となることが示唆された。

Table-8.3 Reduction effect of GHGs emission by installation of two-staged UASB-DHS system.

Wastewater treatment system	Discharge amount of wastewater (m ³ -ww/d)	GHGs emission factor (t-CO ₂ e/m ³ -ww)	GHGs emission (t-CO ₂ e/d)	Reduction of GHGs emission (t-CO ₂ e/year)	%
Conventional ponding system (factory in Thailand)	2,575	0.072	185	-	-
CAT-algal tank (RRIV)	110	0.157	17	-	-
DAF-anaerobic-anoxic-aerated lagoon (factory A in Vietnam)	1,100	0.192	211	-	-
DAF-anaerobic lagoon-aerated tank (factory B in Vietnam)	1,860	0.175	326	-	-
Two-staged UASB-DHS system					
Install to factory in Thailand	2,575		28	57,300	84.7
Install to RRIV	110		1	5,900	93.0
Install to factory A in Vietnam	1,100	0.011	12	72,700	94.3
Install to factory B in Vietnam	1,860		20	111,300	93.7

8.3 各産業に対する適切な廃水処理システムの選定

8.2.1 節, 8.2.2 節でまとめた内容を元に提案した技術を Fig-8.1 に示す. POME 処理においては, 酸生成ラグーンにより, POME 中の脂質や固形分をスカムとして分離することにより, 後段の嫌気性処理の効率化が可能であり, かつ酸生成ラグーンからの温室効果ガス排出量も少ないことから, 酸生成ラグーンを前処理システムとして採用した. 次に, 後段の嫌気性処理技術としては, 廃水中の固形分および脂質をスカムとして分離・回収が可能であり, かつ HRT と SRT を分離することで高負荷運転が可能となる ABR を採用した. この酸生成ラグーン-ABR システムは, 廃水中の難分解性物質である固形分および脂質をスカムとして分離・回収することにより, ABR による高速処理を可能とし, 易分解性物質はメタンとして回収する. 酸生成ラグーンおよび ABR 内で回収・分離されたスカムは, 高濃度の固形分および脂質を含んでおり, 300°C 程度に加熱することで燃焼することが確認されており, 工場内のボイラーにて繊維, 種や椰子殻等の工場における副産物, ABR で回収されたメタンと共にカーボンニュートラルな燃料として利用し, 発電を行うことにより廃水処理システムおよび工場の運転に必要な電力を供給する. また, スカムおよびメタンを燃料として利用することにより, 工場内における化石燃料使用量および化石燃料由来の二酸化炭素排出量の削減が可能となる. ABR 処理水中には窒素やリン等の栄養塩が含まれているため, プランテーション内に液肥として散布することにより, 後段の廃水処理システムが不要となり, かつプランテーション内で使用する肥料のコストも削減可能となる. 本システムのコンセプトは, ゼロエミッションであり, 従来技術と比較して高速・高効率処理が可能であると同時に, 廃水処理だけでなくプランテーション, 工場内での生産に関わるコストおよび温室効果ガス排出量が削減可能となることがアドバンテージであると言える.

天然ゴム製造工場廃水処理においては, 2 槽式 UASB-DHS システムを採用しているが, DHS の後段に脱窒槽を設置する点, ラバートラップにおいて廃水中に残存するゴム分を回収する点を付与した. 脱窒に関して, DHS 処理水の循環を行った場合, TN 濃度を排水基準値以下にするためには, 循環比が 200 以上になってしまい, 現実的ではないため, DHS の後段に脱窒槽の設置し, 炭素源を添加する脱窒方式とした. まず, ラバートラップでは廃水中に残存するゴム分を分離・回収することにより, 後段の

UASB のゴムによる閉塞を防止し、ゴム分を資源として回収する。1 槽目の UASB は硫酸塩還元による有機物、特に VFA の分解を目的としているため、高濃度の硫酸塩を含む CL 廃水を処理する場合にのみ採用する。2 槽目の UASB は有機物からのメタン回収を主目的とする。回収したメタンは発電に利用し、廃水処理システムおよび工場の運転に必要な電力を供給する。DHS では残存有機物の酸化および硝化反応を進行させ、後段の脱窒槽で窒素を除去し、排水基準の達成を行う。また、DHS 内で発生した余剰汚泥は、コンポスト化し、プランテーション内で利用する。本システムでは、閉鎖型の嫌気性処理システムを主体とすることにより、処理に掛かる消費電力を大幅に削減すると共に、メタンの回収・利用、亜酸化窒素排出量の削減が可能となる。また、後段処理として DHS を採用することにより、余剰汚泥の排出量および消費電力を大幅に削減可能となり、現状で廃水処理システムに掛かるコストが大きな負担となっている天然ゴム製造工場にとって、適切な廃水処理システムであると言える。

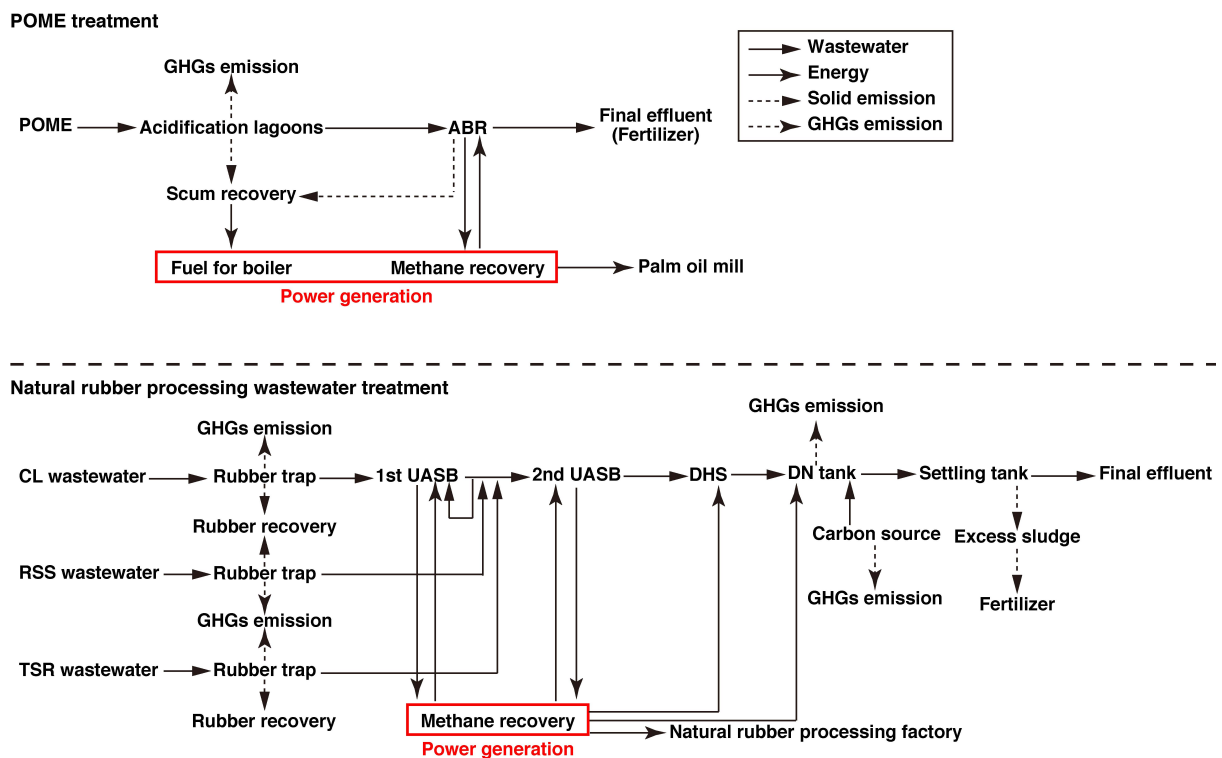


Fig.-8.1 Flow chart for the POME and natural rubber processing wastewater treatment system.

8.4 終わりに

本研究では、東南アジア地域の主要なアグロインダストリーであるパーム油産業と天然ゴム産業を対象として、地球温暖化の防止、水質環境の保全、発展途上国の発展、CDM 事業の展開に関する知見の収集および実証試験を実施した。特に、本研究で実施した現地の廃水システムにおける温室効果ガス排出量の評価では、パーム油産業、天然ゴム産業共に既報よりも多くの温室効果ガスが排出されていることが確認された。CDM 事業において、温室効果ガス削減量は重要なファクターであり、本研究で開発された手法により測定された温室効果ガス排出量が、CDM の評価手法に採用された場合、温室効果ガス削減効果が現状よりも大きく評価されることから、既に多くの CDM プロジェクトが展開されているパーム油産業における更なる CDM 事業の拡大や、これまで CDM 事業の対象とされてこなかった天然ゴム産業への CDM 事業の展開等が期待される。

温室効果ガス排出量削減型の環境技術の開発は、地球温暖化の促進に伴う気候変動、大規模災害の頻発、生物種への影響、海水面の上昇等、地球規模の環境問題を解決していく上で急務となっている。また、発展途上国の持続可能な発展を支えるためには、低コストかつ簡易な環境技術の開発も求められている。今後、本研究で得られた成果が、東南アジア地域におけるアグロインダストリーを対象とした CDM 事業の拡大に繋がり、地球温暖化の防止と同地域における発展途上国の発展の双方にとって有効に活用されることを期待したい。

【発表論文】

谷川大輔, 山口隆司, 市坪誠, 荒木信夫, 高橋康晴, 珠坪一晃, 宮晶子, 長屋由亀, 原田秀樹. 2004. スターチとプロテインを炭素源とする高温メタン発酵槽における有機酸分解特性および微生物生態の評価. *環境工学研究論文集*, 41, pp.87-95.

谷川大輔, 山口隆司, 市坪誠, 珠坪一晃, 宮晶子, 大橋晶良, 原田秀樹. 2005. 高温メタン発酵槽における溶解性・固形性有機物分解に及ぼす硫酸塩の影響評価. *環境工学研究論文集*, 42, pp.435-442.

谷川大輔, 久保田健吾, 佐瀬信哉, 珠坪一晃, Chen, S. S., Yunus, M. F. M., 山口隆司, 原田秀樹. 2013. パームオイル工場廃液を処理するラグーンシステムからのメタンガス放出量の測定. *土木学会論文集 G (環境)*, 69 (4), pp.157-165.

Sonaka, H., Nakahara, K., Yokote, N., Tanikawa, D. 2014. Treatment of restaurant wastewater by combination system of anaerobic baffled reactor (ABR) and aerobic trickling filter. *Proc. of 9th IWA International Symposium on Waste Management Problems in Agro-Industries*, Vol. I, pp.58-65.

Tanikawa, D., Syutsubo, K., Watari, T., Miyaoka, Y., Hatamoto, M., Iijima, S., Fukuda, M., Nguyen, N. B., Yamaguchi, T. 2015. Green house gases emission from open-type anaerobic wastewater treatment system in natural rubber processing factory. *Proc. of the International Conference on Anaerobic Digestion AD Technology and Microbial Ecology for Sustainable Development*, pp.190-197.

【発表論文】

谷川大輔, 山口隆司, 市坪誠, 荒木信夫, 高橋康晴, 珠坪一晃, 宮晶子, 長屋由亀, 原田秀樹. 2004. スターチとプロテインを炭素源とする高温メタン発酵槽における有機酸分解特性および微生物生態の評価. *環境工学研究論文集*, 41, pp.87-95.

谷川大輔, 山口隆司, 市坪誠, 珠坪一晃, 宮晶子, 大橋晶良, 原田秀樹. 2005. 高温メタン発酵槽における溶解性・固形性有機物分解に及ぼす硫酸塩の影響評価. *環境工学研究論文集*, 42, pp.435-442.

谷川大輔, 久保田健吾, 佐瀬信哉, 珠坪一晃, Chen, S. S., Yunus, M. F. M., 山口隆司, 原田秀樹. 2013. パームオイル工場廃液を処理するラグーンシステムからのメタンガス放出量の測定. *土木学会論文集 G (環境)*, 69 (4), pp.157-165.

Sonaka, H., Nakahara, K., Yokote, N., **Tanikawa, D.** 2014. Treatment of restaurant wastewater by combination system of anaerobic baffled reactor (ABR) and aerobic trickling filter. *Proc. of 9th IWA International Symposium on Waste Management Problems in Agro-Industries*, Vol. I, pp.58-65.

Tanikawa, D., Syutsubo, K., Watari, T., Miyaoka, Y., Hatamoto, M., Iijima, S., Fukuda, M., Nguyen, N. B., Yamaguchi, T. 2015. Green house gases emission from open-type anaerobic wastewater treatment system in natural rubber processing factory. *Proc. of the International Conference on Anaerobic Digestion AD Technology and Microbial Ecology for Sustainable Development*, pp.190-197.

【謝辞】

本論文は、筆者が、呉工業高等専門学校専攻科 建設工学専攻の2年間、東北大学大学院工学研究科、研究員の2年5ヶ月間、長岡技術科学大学 環境建設系、研究員の1年6ヶ月間、同大学大学院工学研究科 博士課程、エネルギー環境工学専攻の2年6ヶ月間(内、呉工業高等専門学校に赴任した2年間を含む)において行った研究成果をまとめたものであります。この間、多くの方々より御指導と御協力を賜りました。心より深く感謝致します。

長岡技術科学大学環境・建設系教授 山口隆司先生には、筆者が呉工業高等専門学校の在学時より、研究に対する姿勢をお教え頂くと共に、研究テーマの考案から論文作成まで、終始一貫した懇切丁寧な御指導と激励を賜りました。山口先生の温かい御指導なしには、この論文の完成は無かったと思います。同准教授 小松俊哉先生、同准教授 姫野修司先生、同大学生物系准教授 小笠原渉先生、群馬大学大学院理工学府教授 渡邊智秀先生には、論文の審査に際して細部にわたり貴重なご助言と建設的な意見を賜りました。

東北大学大学院工学研究科教授 原田秀樹先生には、筆者が同大学の研究員として、海外で研究活動を行う機会を与えてくださると共に、研究面においても懇篤なる御指導を賜りました。同大学院准教授 久保田健吾先生には、マレーシアでの研究活動において、多大なる御支援を頂きました。広島大学大学院工学研究科教授 大橋晶良先生には、研究に対する姿勢、考え方をお教え頂きました。国立環境研究所 珠坪一晃先生には、研究を実施していく上で、常に的確な御助言を頂くと共に、論文執筆に関しても多大なる御協力を賜りました。長岡技術科学大学生物系教授 福田雅夫先生には、ベトナムでの研究活動を行う際に、格別の御配慮を賜りました。同研究員 飯島想氏には、ベトナム滞在時において、研究面、生活面共に御支援を頂きました。

木更津工業高等専門学校教授 上村繁樹先生、同講師 大久保努先生、長岡工業高等専門学校教授 荒木信夫先生、産業技術総合研究所 関口勇地先生、鹿児島工業高等専門学校教授 山内正仁先生、同准教授 山田真義先生、岐阜工業高等専門学校准教授 角野晴彦先生、東北大学大学院工学研究科助教 高橋優信先生、長岡技術科学大学環境・建設系助教 幡本将史先生、同大学教育開発系教授 市坪誠先生には、多方面での助言や協力を賜り、実験にも惜しみなく協力して頂きました。また、長岡技術科学大学水圏土壌環境制御研究室、東北大学環境保全工学研究室、SIRIM Bhd., Sime Darby Research Sdn. Bhd., RRIV の皆様には、研究、生活の両面において大変お世話になりました。

さらに、筆者が呉工業高等専門学校に赴任してより、校長をはじめ、環境都市工学分野の先生、教職員の皆様には研究環境の整備に多大な御協力を頂きました。また、卒業研究生の諸氏には、実験、分析において協力を得ました。

最後に、栄養を与えて育てていただいた祖父母、父母、兄弟に感謝致します。そして、不規則な生活に付き合いつつ、健康に気遣い応援してくれた妻と妻のお腹に宿る子に感謝します。

平成 27 年 3 月 谷川大輔
