

N-9 硫黄の酸化還元反応を活用した 無曝気循環型UASB/DHSシステムによる 有機性廃水処理技術の開発

○高橋優信¹・加藤 薫^{1*}・長野晃弘¹・倉本恵治²・荒木信夫³
山崎慎一⁴・多川 正⁵・山口隆司⁶・原田秀樹⁷

¹三機工業株式会社 技術開発本部 (〒242-0001 神奈川県大和市下鶴間1742-7)

²広島県立総合技術研究所 西部工業技術センター (〒737-0004 広島県呉市阿賀南2-10-1)

³長岡工業高等専門学校 環境都市工学科 (〒940-8532 新潟県長岡市西片貝町888)

⁴高知工業高等専門学校 建設システム工学科 (〒783-8508 高知県南国市物部200-1)

⁵高松工業高等専門学校 建設環境工学科 (〒761-8058 香川県高松市勅使町355)

⁶長岡技術科学大学 環境・建設系 (〒940-2188 新潟県長岡市上富岡町1603-1)

⁷東北大学 大学院工学研究科 (〒980-8579 宮城県仙台市青葉区荒巻字青葉6-6-06)

* E-mail: kaoru_kato@eng.sanki.co.jp

1. はじめに

近年、嫌気性処理法は、中高濃度有機性廃水のみならず都市下水のような低濃度有機性廃水への適用とその有効性が認められている。しかしながら、嫌気性処理のみでは処理水質が放流基準に達しないため、何らかの後段処理の設置が必要であり、更にそれは低コストであることが要求される。また、寒冷地域での廃水処理において、有機物分解者であるメタン生成古細菌は低温環境下で不活性化するため、満足な有機物除去は期待できない。

そこで本研究では、中温・高温域で活躍するメタン生成古細菌とは異なり、低温環境下で生育し、有機物を分解することが可能な硫酸塩還元細菌に着目した廃水処理技術の開発を行った。新規開発技術である硫黄サイクル廃水処理技術(図1)は、嫌気性反応槽での硫酸塩還元細菌による有機物分解と、好気性反応槽での硫黄酸化細菌による硫化物からの硫酸塩再生を組み合わせた硫黄の酸化還元型廃水処理プロセスである。

実験では、UASB (Upflow anaerobic sludge blanket, UASB: 上昇流嫌気性汚泥床) と好気性処理法のDHS

(Downflow hanging sponge, 下降流懸架型スポンジ) を組み合わせたシステムにより、各種有機性廃水の連続処理を実施した。UASBにて硫酸塩還元を促し、DHSにより再生した硫酸塩をUASB流入水に返送することで硫黄の循環(硫黄サイクルの形成)を行った。

本報では、これまで研究グループで実施してきた硫黄の酸化還元活用型の廃水処理技術開発について報告する。

2. 実験装置の概要

(1) 下水処理システム [常温 (無加温) UASB/DHS]

写真1は、UASB/DHSシステムの全景を示す。原水として用いたスクリーン通過後の下水は、脱窒槽 (14 m³) とUASB (8.4 m³) からなる嫌気槽で前段処理される。前段処理されたUASB処理水は、DHS (13.9 m³) により

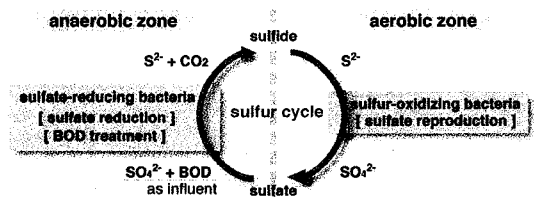


図1 硫黄サイクルによる有機物除去の原理

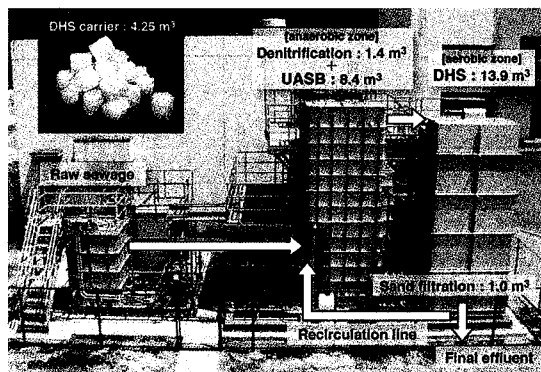


写真1 無曝気循環型 UASB/DHS システムの全景 (下水)

好気処理され、砂ろ過槽（1.0 m³）を経て最終処理水となる。循環ラインは、DHS流出から脱窒槽に設け、DHS処理水と砂ろ過洗浄水を返送した。DHS担体は、スポンジ（ポリウレタン）をネットリング（ポリプロピレン）で覆ったものをランダムパックし、充填率31%とした。植種汚泥としてUASBには、食品工場廃水処理に用いた中温メタン発酵グラニューールを3.9 m³、DHSには活性汚泥を0.1 m³投入した。運転条件としてシステム全体のHRT（水理学的滞留時間）は12～24時間、循環比（＝循環水量／流入水量）は0.3～2、運転温度は制御フリーとした。流入下水の平均水温は、5～30℃で推移した。流入硫酸塩は、おおむね100 mg-S/Lで流入あった。

(2) 不凍液廃水処理システム [低温 8℃ UASB/DHS]

システムの構成は、前段UASB（10 L）と後段DHS（26 L）とした。DHSの充填材は、スポンジ担体（3×3×17cm）を用い、それらを格子状に積み上げる形式とした（充填率43%）。実験装置は、低温恒温室内に設置し、制御温度は8℃とした。

運転条件としてシステム全体のHRTは12～24時間、循環比は1～2、流入硫酸塩は50～90 mg-S/Lとした。供給廃水には、プロピレングリコールを主成分とする不凍液廃水を供給した。供給廃水のpHは、7.0～7.5に調整した。

(3) 染色廃水処理システム [常温（無加温）UASB/DHS]

システムの構成は、前段UASB（65 L）と、後段DHS（135 L）とした。DHS担体は、下水処理と同様のものを用いた。植種汚泥としてUASBには、下水処理UASB保持汚泥を使用した。システム全体のHRTは24時間とした。運転温度は、UASBについては25～30℃に制御し、DHSは無加温とした。

供給廃水は、原反の糊（ポパール等）を除去する際に発生する糊抜き原廃水と、染料を含んだ染色原廃水の2種類の廃水を混合した染色混合廃水（糊抜き：染色＝1：6，v/v）を用いた。また凝集沈殿（凝集剤：PAC）における、UASB+DHS処理水の更なる脱色の可能性について検討した。供給廃水のpHは中性域に調整した。

(4) 食品糖系廃水処理システム [中温35℃ UASB+常温（無加温）UASB/DHS]

前段処理装置は、メタン発酵型反応槽である35℃ UASB（38 L）を配置した。35℃ UASBの処理水は、後段の無加温嫌気槽（脱窒槽：53 L+UASB：13.5 L）を通過させ、最終的にDHS（スポンジ容積15.6 L）で処理した。硫酸塩は脱窒槽に供給し、常温UASB/DHSにより硫黄サイクルを促した。DHS担体は、下水処理と同様のものを用いた。供給廃水は、糖系食品廃液を全COD_G：3000

mg/L、全BOD濃度：2000 mg/Lに調整した。また、緩衝剤としてNaHCO₃と微量の無機塩類を添加した。システム全体のHRTは24～48時間、循環比は0.3～2、流入硫酸塩は50 mg-S/L、運転温度は制御フリーとした。最終処理水温は、冬季にかけて1～10℃のレベルにまで低下した。

3. 実験結果と考察

(1) 下水処理システム [常温（無加温）UASB/DHS]

図2は、システム各位置のBOD濃度の経日変化を示す。システムの全BOD分解能は、水温変化の影響を受けず通年して安定しており、DHS処理水として10 mg/L以下が得られた。その有機物分解能は、低下水温5～10℃、HRT 12時間、循環比2の条件でも卓越していた。

更にUASB/DHSシステムは、有機物分解と共に窒素除去も可能であり、HRT 14時間、循環比2の条件で、58%の高い除去率を得た（嫌気好気循環法で脱窒した場合の除去率は、同化を無視すると循環比2では67%となる）。

また汚泥発生量について調査したところ、高い減容効果が示された。標準活性汚泥法を採用している広島県某浄化センター（HRT 13時間）では、引抜き汚泥量23.1 t-SS/dayが系外に排出されている。この引抜き汚泥量は、系内に蓄積する汚泥量（流入水SS量と処理水SS量の差）の143%の引抜き率である。一方、UASB/DHSシステムは、UASB槽内の汚泥量も安定しており、約900日の連続運転において汚泥引抜きの必要は全く無かった。HRT 17時間の通年運転期間におけるUASB槽内の増加汚泥量は、わずか2～3%であり、処理水SS量を引抜き汚泥量として換算しても、引抜き率はわずか6%（標準活性汚泥法の1/23）であった。

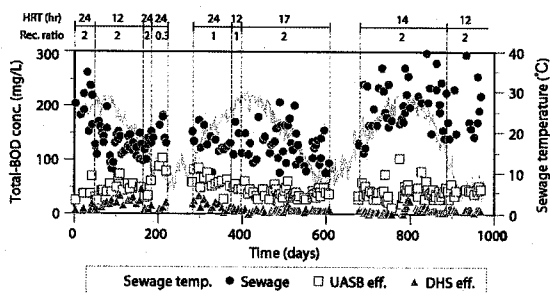


図2 全BOD濃度の経日変化（下水）

(2) 不凍液廃水処理システム [低温 8℃ UASB/DHS]

HRT 24時間、流入硫酸塩 90 mg-S/Lの条件における平均全COD_G濃度は、基質で445 mg/L（255 mg-BOD/L）であったものが、UASB処理水で115 mg/L（79 mg-BOD/L）となり、最終処理水では29 mg/L（14 mg-BOD/L）となった。除去率は、UASBで73%、全システムで94%であった。

図3は、そのときの硫黄収支を示す。UASB流入における硫酸塩の増加は返送による増加である。その増加量は、循環比 2 の条件では3倍となる。UASBでは流入硫酸塩に対して73%の還元が起こっており、硫酸塩還元細菌が低温環境下で有機物分解を行っていることが考えられた。DHSでは、硫黄酸化細菌の働きにより硫化物とチオ硫酸の再酸化が行われていた。

(3) 染色廃水処理システム [常温 (無加温) UASB/DHS]

表1は、500日間の連続実験結果を示す。COD_{Mn}の除去率は、UASBでは10.7 %であり、後段のDHSを組み合わせても57.8%程度であった。排水基準であるCOD_{Mn} 120 mg/L以下は、常時満足することは困難であった。

着色度の除去について着目 (表2) すると、UASBにおいて約36 %の除去が確認され、最終的にDHS処理水では、52.9 % (着色度約2,800 度) にまで到達した。現在、実工場での染色原廃水は、活性汚泥+凝集沈殿法にて処理されているが、その場合、COD_{Mn}は88 mg/Lと排水基準を満たしている。しかしながら着色度は原水および処理水間で、6,248 度から6,422 度と、全く脱色が行われていない。これより、UASB+DHSプロセスは、処理水が直ちに放流可能とまでは至らないが、有機物および脱色の荒取りの役割を担うことができることが示唆された。

染色原廃水およびUASB+DHS処理水について、PACを用いて凝集沈殿処理を行ったところ、UASB処理水およびUASB/DHS処理水ともにそれぞれ着色度418 度、313 度と高効率な脱色が観察された。有機物除去 (COD_{Mn}) の安定性を考慮すると、UASB+DHS+凝集沈殿処理にて、安定した脱色能力を発揮するプロセスであると言える。

(4) 食品糖系廃水処理システム [中温35℃ UASB+常温 (無加温) UASB/DHS]

HRT 24 時間、循環比 2 の条件における全COD_Gは、基質で3030 mg/L、35℃UASB処理水で 400 mg/L、最終処理水で 43 mg/Lであった。実験期間を通じたシステム全体の全COD_G除去率は、95 %以上を得た。そのときのメタンガス回収率は約73 %であった。全BODは、基質で1800 mg/Lであったものが、35℃ UASB処理水で100~200 mg/Lとなり、最終処理水では夏季：9 mg/L、春期：12 mg/Lと良好であった。さらに、冬季においても、本プロセスの有機物除去能力は低下することなく、12 mg/Lと安定して優れた処理性能を発揮した。

4. まとめ

以上のことから、UASB/DHSシステムは、低温環境下で硫黄サイクルが働き、下水や不凍液などの低濃度有機性廃水処理について適応可能であることを実証した。ま

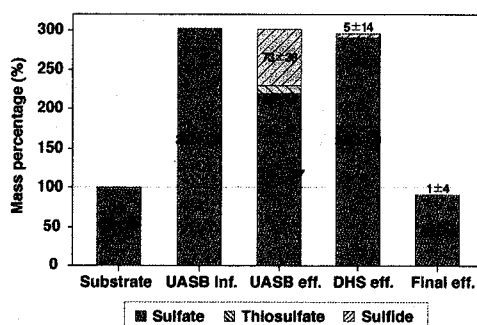


図3 硫黄収支 (不凍液廃水)

表1 水質パフォーマンス (染色廃水)

	UASB + DHS System			Physicochemical + Aerobic biological	
	Raw W.W.	UASB eff.	DHS eff.	Raw W.W.	Treated W.W.
HRT (hr)	-	8	16	-	Approx. 17
pH (-)	7.5	7.7	8.0	9.1	8.3
SS (mg/L)	182.8	166.8	25.5	60	<10
COD _{Mn} (mg/L)	473.6	411.6	202.4	176	88
Color (-)	6,498	3,829	2,837	6,248	6,422
% Removal		by UASB	by the whole system		by the conventional system
COD _{Mn}	-	10.7	57.8	-	50
Color	-	36.0	52.9	-	unremoved

表2 着色度の除去効果 (染色廃水)

Sample	Color
A Raw dye-wastewater	5611
B Treated UASB	3891
C Treated UASB + DHS	1875
D B+PAC1,000 (mg/L) + Anionic polymer1.0(mg/	418
E C+PAC1,000 (mg/L) + Anionic polymer1.0 (mg/L)	313

た、同様に低濃度有機性廃水である染色廃水は、UASB/DHSのプロセスを経ることで有機物分解と共に脱色も可能であることを明らかとした。高濃度有機性廃水である食品糖系廃水については、従来、活性汚泥法が担っていた処理区分をUASB/DHSに代えることで、放流可能な処理水質が従来通り得られると共に、低コストな運転が可能となる。

本UASB/DHSシステムは、嫌気性処理導入による余剰汚泥減容効果と、更に無曝気のDHSとの併用による省エネルギー効果も期待されるものであり、今後の地球環境保全に極めて優位な開発技術として推奨する。

謝辞：この成果の一部は、広島県産業科学技術研究所・西尾プロジェクトの研究によるものであります。また、NEDO産業技術研究助成事業費助成金 (01B63001d)、科学研究費補助金 (16360269)、科学研究費補助金 (17760442-00) の助成を受けて一部実施しております。記してここに深謝致します。