

(20) 発展途上国に適用可能なエネルギー最小消費型の下水処理プロセスの開発
～スポンジ担体散水ろ床 (DHS-G3) リアクターの処理特性～

Development of a Novel Sewage Treatment Process for Minimum Energy Requirement
～Treatment Characteristics of Sponge Carrier Trickling Filter as the Third Generation Type DHS Reactor～

高橋 麗言, 山口隆司**, 上村繁樹**, 大橋 晶良***, 原田 秀樹****
Masanobu TAKAHASHI, Takashi YAMAGUCHI, Shigeki UEMURA,
Akiyoshi OHASHI, Hideki HARADA

ABSTRACT; In the past several years our research group has been conducting R & D on a novel sewage treatment system applicable to developing countries by combination of an UASB anaerobic pretreatment unit and a DHS aerobic post-treatment unit. The DHS —downflow hanging sponge— process is our originally proposed concept, which employs poly-urethane sponge carrier as sludge supporting materials. In this study, the third-generation (G3-type) DHS reactor was installed at a municipal sewage treatment plant, and a long-term continuous experiment was conducted by feeding an actual sewage to the combined UASB/DHS system. The combined system achieved an excellent organic removal of over 90 % BOD, as well as nitrification of over 70 %, at HRT of 6hr for UASB and 2hr for DHS units, respectively. Some key factors governing superior performance of organic removal and nitrification were clarified by the continuous flow experiment. Due to no requirement of external aeration input and withdrawal of excess sludge, our combined UASB/DHS system would be definitely attractive option as less-energy required sewage treatment process, especially for developing countries.

KEYWORDS; Sewage treatment, municipal sewage, UASB/DHS system, for developing countries

1. はじめに

発展途上国では下水のほとんどが未処理で放流される状況にあり、適切な下水処理システムを整備することが緊急課題である。下水処理は、経済的な処理が期待できる点で生物学的処理方法が広く用いられている。活性汚泥法は、好気的条件下で有機物を生物学的に酸化分解する処理法として代表的な方法である。しかしながら、活性汚泥法は、周知の通り、エアレーション操作、余剰汚泥処理に膨大なエネルギーを消費するという欠点を有するため、今後広く下水施設整備を図る発展途上国における下水処理技術として適していない。下水処理システムの導入の条件としては、(1) 建設費・維持費が安価であること、(2) 維持管理が容易であること、(3) 敷地面積・規模がコンパクトであること等が望まれる。近年、下水処理の分野において、エネルギー消費、余剰汚泥排出が少ないという優れた点を有する嫌気性処理法が注目されるようになってきている。中でも嫌気性処理の一つであるUASB (Upflow anaerobic sludge blanket) 法は、従来の好気性処理比べ、(1)

* 広島県産業科学技術研究所 (Hiroshima Prefectural Institute of Industrial Science and Technology)

** 呉工業高等専門学校 環境都市工学科 (Dept. of Civil Engineering, Kure National College of Technology)

*** 木更津工業高等専門学校 環境都市工学科 (Dept. of Civil Engineering, Nagaoka National College of Technology)

**** 長岡技術科学大学 環境システム工学系 (Dept. of Environ. Sys. Engineering, Nagaoka University of Technology)

曝気が必要ないため、その電力は不要で経済的、(2) 余剰汚泥の発生が少ない、(3) 維持管理が容易、(4) メタンとしてエネルギー回収が可能、等の特徴を有していることから^{11,2)}、本法の下水処理への適用は早期から提案されている³⁻⁹⁾。しかしながら、UASB 法を単独で下水処理に適用した場合、処理水質が放流レベルにまで達しない等の問題がある。すなわち、UASB の特徴を損なわずに、新たな排水処理システムの構築が望まれる。

本研究グループでは数年来、温暖な途上国地域をターゲットとした下水処理システムとして、UASB と懸垂型スポンジ (Downflow hanging sponge: DHS) を組み合わせたシステムを提案してきた⁶⁻¹⁰⁾。懸垂型スポンジカーテンリアクター第二世代型システム(DHS-G2)では、実下水を用いた5年間の連続運転から、平均全 BOD 除去率で 95%以上の安定した処理特性を得た。

本研究では、実プロセスへのスケールアップが容易な DHS としてスポンジ担体散水ろ床リアクター (DHS-G3) を開発し、本プロセスの処理特性および適用性を検討するため、UASB と DHS-G3 を組み合わせたパイロットスケールプラントを都市下水処理場に設置し、実下水を用いた連続処理実験を行った。

2 実験方法

2.1 実験装置及び運転条件

本実験に用いた処理装置の詳細と概略図を Fig.1 に示す。本実験装置は新潟県長岡市中央浄化センターに設置し、分流・スクリーン通過後の下水を使用した。本システムは、前段の嫌気性処理 UASB と後段の好気性処理 DHS-G3 から構成される。供給する実下水は、まず UASB 下部から流入させ上部より UASB 処理水を得る。その UASB 処理水は DHS-G3 上部より全量供給され、下部で最終的な処理水を得る機構である。

前段処理の UASB は、内径 0.2m、塔長 4m のコラムに GSS (Gas-Solid Separator) を上部に備えた構造(0.155m³(コラム部容量 0.120m³, GSS 部容量 0.035m³))である。後段処理の DHS-G3 は、内径 0.24m、塔長 0.765m×4column にスポンジ担体をランダムに充填させた。そのときのスポンジ担体の充填率は 38%とした。スポンジ担体は合計 5024 個となり、全スポンジ容積 0.0516m³、全スポンジ表面積 13.195m²とした。コラム上部には散水装置を設置し、散水板の回転速度を調整することで UASB

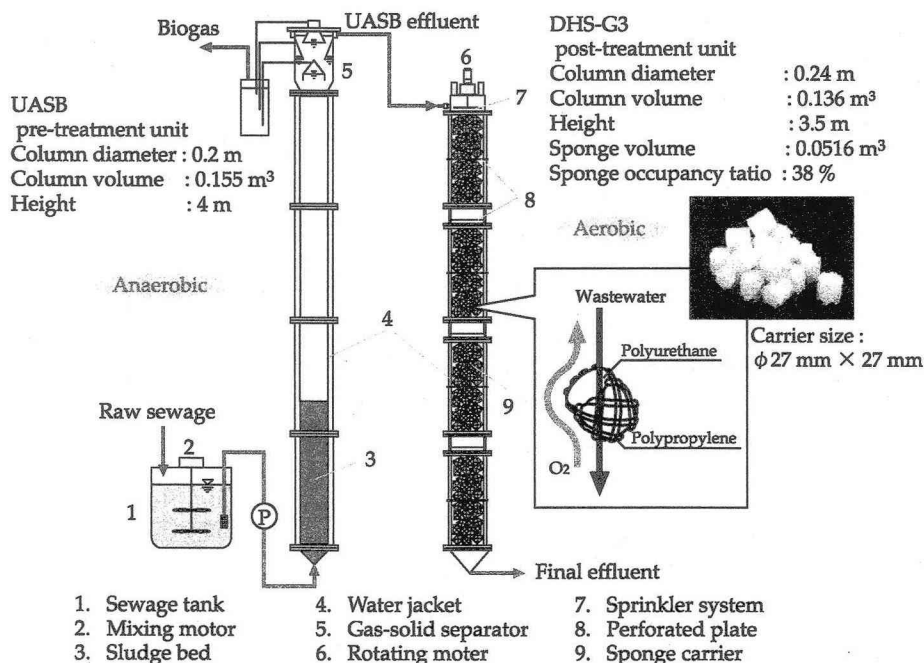


Fig. 1 Schematic representation of an UASB + DHS-G3 combined sewage treatment system.

処理水を均一に滴下させた。なお UASB の植種には下水中温嫌気性消化污泥を用いスタートアップを行った。DHS-G3 スポンジ担体への污泥の植種は一切行わず、UASB 処理水中から流出する污泥から好気性微生物を馴致させた。

本 UASB + DHS-G3 プロセスの運転条件(流入条件)は水理学的負荷の変動のみにより行った。なお DHS-G3 における HRT は式(1)とし、空塔容量を含まない理論的な HRT による運転とした。

$$\text{DHS-G3 HRT (hr)} = \frac{\text{Sponge volume (L)}}{\text{Wastewater flow rate (L/hr)}} \quad \text{式 (1)}$$

実験期間内での運転条件を Table 1 に示す。スタート時の両プロセスの HRT は、UASB + DHS-G3 でそれぞれ 24hr + 8hr で行い、段階的に短縮していき運転開始 72 日目から HRT をそれぞれ 6hr + 2hr とし長期の運転を目指した(Phase 1)。運転 230 日以降、設置場所の工事に伴い運転を一時停止させることとなったが、421 日目より運転を再開し、492 日目より HRT をそれぞれ 8hr + 2.6hr とした(Phase 2)。

なお、Phase 1 については温暖な地域の年間平均気温を想定した 25℃で温度制御し、Phase 2 は温度制御を行わず常温運転とした。

ここで Phase 1 における RUN 4-1 は UASB からの污泥のウォッシュアウトが目立った期間を示し、RUN 4-2 はウォッシュアウトが無くなり運転が安定した期間を示す。また、Phase 2 における RUN 7-2 は気温が低温であった期間を示す。

2.2 DHS-G3 リアクターの特徴

新規に開発した DHS-G3 は、充填材としてスポンジ担体を用いた散水ろ床方式のリアクターである。スポンジ担体は、内側一円柱状スポンジ(ポリウレタン、直径 22mm、高さ 27mm)と、外側一ネットリング(ポリプロピレン)によって構成した。内側のスポンジは、その表面あるいは内部に微生物を付着・捕捉させることで、高濃度の污泥保持機能を担う。外側のネットリングはそれのみでも付着担体として利用されるものであるが、本プロセスでは主にスポンジの潰れ防止と、スポンジからの浸出水を大気に接触させる重要な役割を担う。すなわち DHS-G3 リアクターは、上部より散水された UASB 処理水が重力により自然流下する過程で、スポンジへの浸透・浸出を繰り返しながら浄化される機構である。また、省エネルギーをコンセプトとし、人為的なエアレーションは一切行わず、酸素供給は大気からの摂取とした。

2.3 分析方法

水質分析に供した試料は、実下水をコンポジットサンプリング、UASB 処理水および DHS-G3 処理水をスポットサンプリングにより行った。試料は全成分および溶解性成分を測定し、溶解性の試料については ADVANTEC-GB140 ゼ紙(0.4μm, Max temp. 50℃)を通過したものを用いた。分析項目は、SS、VSS、COD_{Cr}、BOD、アンモニア性窒素、硝酸性窒素、亜硝酸性窒素、ケルダール窒素濃度とした。COD_{Cr} 濃度の測定方法は重クロム酸カリウム法、ケルダール窒素濃度はネスラー法とし HACH 社水質分析器 (DR-2000) にて、その他窒素濃度はイオン交換クロマトグラフィー (SHIMADU LC-10ATyp) を用いて行った。また、その他の一般分析項目は下水試験方法¹⁰⁾に従った。

2.4 硝化活性試験

運転開始 181 日目における DHS-G3 の上部と下部の保持污泥に対して、アンモニア性窒素、亜硝酸性窒素を基質として、アンモニア酸化活性、亜硝酸酸化活性を評価した。試験は、300mL の三角フラスコを使用し、空気曝気で DO 5 mg/L 以上を保ちながら行った。実験に用いた緩衝液と無機塩類の組成は、Ohashi ら¹¹⁾、Hanaki ら¹²⁾の条件に従った。試験場所は 25℃で恒温としテスト基質を添加後、経時的に溶解性試料をサンプリングした。試料についてはインドフェノール青吸光度法に

Table 1 Operating condition.

RUN No.	Phase 1				
	1	2	3	4-1	4-2
Day	0-18	19-39	40-71	72-172	173-221
Treatment volume (L/day)	155	310	465	620	
Whole HRT (hr)	32	16	10.7	8	
UASB HRT (hr)	24	12	8	6	
DHS-G3 HRT (hr)	8	4	2.7	2	
Controlled temperature (°C)	25				

RUN No.	Phase 2			
	5	6	7-1	7-2
Day	421-454	455-491	492-549	550-610
Treatment volume (L./day)	155	310	465	
Whole HRT (hr)	32	16	10.7	
UASB HRT (hr)	24	12	8	
DHS-G3 HRT (hr)	8	4	2.7	
Controlled temperature (°C)	ambient			
Ambient temp. (°C)	27.6 (0.4)	25.7 (1.3)	21.1 (1.8)	13.4 (1.0)
Sewage eff. temp. (°C)	25.4 (0.4)	24.1 (1.0)	21.2 (1.5)	13.2 (1.2)
UASB eff. temp. (°C)	26.4 (0.5)	24.5 (1.2)	23.1 (0.8)	13.4 (1.1)
DHS-G3 eff. temp. (°C)	26.0 (0.4)	24.1 (1.0)	22.7 (1.0)	13.2 (1.0)

よりアンモニア性窒素濃度、N-(1-ナフチル)エチレンジアミン吸光高度法により亜硝酸性窒素濃度、ブルベン法により硝酸性窒素濃度の測定を行った。詳細は下水試験方法に従った。

2.5 DHS-G3 リアクターの接触効率評価

排水の生物学的処理においてリアクター内の微生物濃度を高めることや、微生物滞留時間を増大させて微生物をリアクター内に多く保持することは重要である。DHS-G3 のような散水ろ床式のリアクターとなると、保持汚泥量が十分でも流入水と微生物膜との接触効率が良好でなければ、満足な水質の浄化は望めない。DHS-G3 リアクターがどの程度の接触効率で運転が望めるのか、また、実際に運転が為されているのか、それら情報を把握することは、リアクターの運転管理および今後の新規開発において重要である。この接触効率を把握するために、インパルス応答法を適用したトレーサー試験により評価を行った。本 DHS-G3 プロセスの運転条件（流入条件）は水理学的負荷の変動のみにより行い、その水理学的負荷式(1)のとおり理論 HRT 値による運転としている。リアクター内の混合状態および流体の滞留時間分布であらわせるが、そのトレーサー試験から求め算出した実際の HRT 値と理論 HRT 値を比較することにより、本 DHS-G3 リアクターの接触効率を把握した。

3. 実験結果と考察

Table 2, Table 3 にそれぞれ Phase 1 と Phase 2 における本実験に用いた下水と UASB および DHS-G3 処理水の水質を示す。

3.1 SS および有機物の連続実験結果

Fig.2 に SS 濃度の連続実験結果を示す。流入下水の SS 濃度は 100~350mg/L と変動が大きかった。実験期間内において Phase 1, Phase 2 共、前段処理 UASB からの汚泥の流出が目立った。UASB は下水消化汚泥からスタートアップさせたこともあり、運転初期での汚泥保持能力は良好でなく、フロック状の SS が頻繁にウォッシュアウトしていた。しかし DHS-G3 を後段に構えることによって、UASB の不安定性が緩和され、RUN 41 における最終処理水中の平均 SS 濃度は 37mg/L に抑えられた。

Fig.3 に COD, BOD 濃度の連続実験結果を示す。25℃制御運転 Phase 1 の RUN 42 における平均全

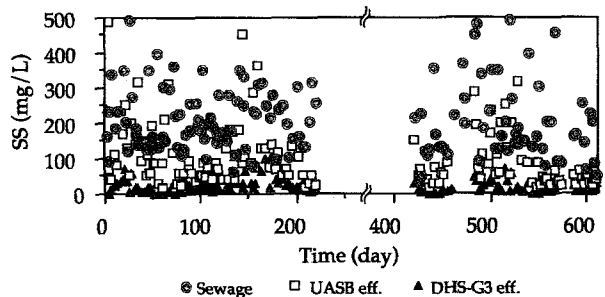


Fig.2 Time course of SS concentration.

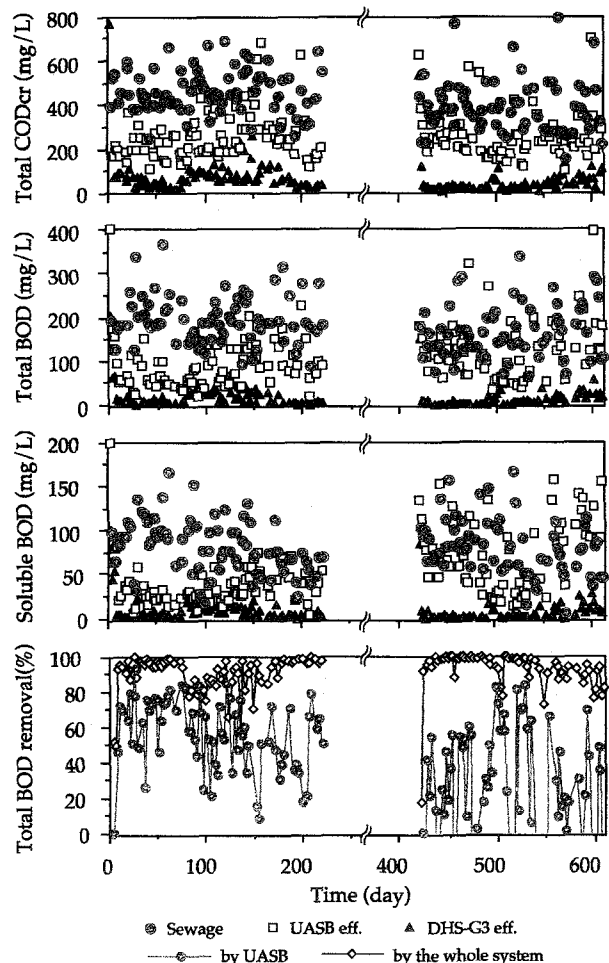


Fig.3 Time course of COD, BOD concentration and BOD removal.

COD_{Cr}濃度は、下水で420mg/Lであったものが、UASB処理水で249mg/Lとなり、DHS-G3処理水で41mg/Lを得た。平均全BOD濃度は、下水で194mg/Lであったものが、UASB処理水で102mg/Lとなり、DHS-G3処理水で5mg/Lと良好な処理水質が得られた。従って、全COD_{Cr}除去率で90%以上、全BOD除去率で95%以上を達成し、卓越した処理性能を発揮した。溶解性BODについても、下水で57mg/Lであったものが、UASB処理水で41mg/Lとなり、DHS-G3処理水で3mg/Lと良好な水質を得ている。

無加温運転Phase 2の平均気温20℃以上であるRUN 7-1までは、最終処理水質は安定し、平均全BOD除去率で90%以上を得ている。平均気温が13.4℃(下水温度13.2℃)と嫌気性汚泥(特にメタン生成細菌)の活性が低下する期間であったRUN 7-2ではUASBの処理水質は悪化傾向を示し、メタンガスの回収率も常温運転の場合と比べ1/3に減じた。しかしながら、その期間におけるシステム全体の平均全BODの除去率は89%と安定しており、下水の平均全BOD濃度で211mg/Lであったものが、UASB処理水で157mg/L(除去率わずか24%)となり、DHS-G3処理水で21mg/Lまで処理された。溶解性BODについては、下水で69mg/Lのものが、UASB処理水で112mg/Lに増加するが、DHS-G3処理水で11mg/Lまで浄化された。従って、下水温度13℃程度の低温運転では、UASBの有機物除去能力は低下するが、システム全体で安定的な処理水を確保できることから、嫌気性微生物よりも低温耐性の高い好気性微生物を主体としたDHS-G3は、自身の浄化能力は失われず機能することを示した。

3.2 窒素態除去能

Fig.4にDHS-G3処理水における窒素態の経日変化を示す。実下水の全窒素は平均52mg/Lであり、アンモニア性窒素は46%程度、硝酸性窒素や亜硝酸性窒素は検出限界以下であった。UASB処理水での平均全窒素濃度はほとんど変わらないが、有機性窒素がアンモニア化されるようで、アンモニア性窒素濃度は実下水より若干高い値となった。25℃制御運転Phase 1では、運転8日目から硝化反応が進行した。運転開始から71日目までのRUN 1～RUN 3の期間では活発に硝化反応が進行し、DHS-G3処理水では窒素の50～60%が硝酸性窒素

として存在するようになった。この期間において窒素およびアンモニア性窒素除去率をみると、アンモニア性窒素の平均除去率で75～80%、全システムにおける全窒素除去率で約30%を得た。しかし運転72日以降のRUN 4-1ではDHS-G3処理水中には多量のアンモニア性窒素が検出されはじめ、硝化が全く行われない状況に陥った。この期間の最終処理水の平均DO濃度は3.46mg/Lであり、硝化反応が進行していた期間に比べて1mg/L以上低い値を示した。これは、水理学的負荷をUASB HRT 6hrに短縮したことによるUASB汚泥のウォッシュアウトに起因し、DHS-G3の好気汚泥が嫌気的な汚泥に置換されたことが原因と考えられた。RUN 4-2では運転180日以降、硝化反応が再開し、運転207日目以降は平均アンモニア性窒素除去率で73%と高い硝化率を得た。

無加温運転Phase 2では、気温が15℃を下回った運転550日目以降、硝化が行われなかった。硝化反応における至適水温は一般に30℃前後といわれているが、本連続実験において15～20℃の水温度域でも硝化は50%程度ではあるが良好に進行することが確認された。

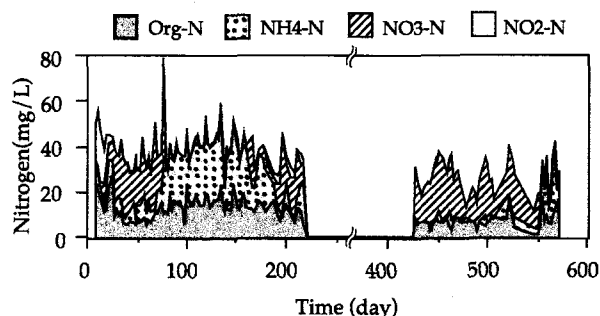


Fig.4 Time course of Nitrogen species concentration in DHS-G3 effluent.

Table 2 Summary of process performances of UASB unit, of DHS-G3 post-treatment unit. -Phase 1-

RUN No.		1		2		3		4-1		4-2	
		32-hr HRT (day 0-18)		16-hr HRT (day 19-39)		10.7-hr HRT (day 40-71)		8-hr HRT (day 72-172)		8-hr HRT (day 173-221)	
Parameter	Raw sewage	UASB	DHS-G3	UASB	DHS-G3	UASB	DHS-G3	UASB	DHS-G3	UASB	DHS-G3
		(24-hr HRT)	(8-hr HRT)	(12-hr HRT)	(4-hr HRT)	(8-hr HRT)	(2.7-hr HRT)	(6-hr HRT)	(2-hr HRT)	(6-hr HRT)	(2-hr HRT)
Total-COD (mg/L)	495 (195)	229 (132)	89 (36)	273 (84)	61 (26)	220 (86)	32 (15)	309 (144)	97 (48)	249 (131)	41 (14)
Soluble-COD (mg/L)	186 (37)	106 (32)	63 (10)	85 (16)	42 (15)	58 (12)	23 (9)	91 (26)	55 (15)	89 (28)	25 (9)
Total-BOD (mg/L)	196 (56)	86 (42)	26 (26)	78 (45)	11 (10)	69 (35)	7 (4)	94 (45)	25 (13)	102 (54)	5 (3)
Soluble-BOD (mg/L)	84 (35)	52 (29)	16 (22)	29 (18)	5 (8)	24 (7)	4 (2)	35 (17)	12 (7)	41 (22)	3 (2)
Total-N (mgN/L)	52 (8)	71 (17)	48 (7)	57 (6)	39 (5)	52 (8)	35 (7)	54 (16)	42 (9)	50 (20)	34 (5)
Total-Kjeldahl (mgN/L)	52 (8)	71 (17)	25 (7)	57 (6)	18 (10)	52 (8)	14 (4)	54 (16)	38 (7)	50 (20)	20 (9)
Soluble-Kjeldahl (mgN/L)	40 (6)	57 (6)	24 (7)	48 (6)	17 (9)	47 (8)	12 (3)	46 (14)	35 (6)	43 (13)	19 (9)
NH4-N (mgN/L)	24 (3)	31 (3)	8 (3)	28 (2)	6 (3)	30 (7)	6 (3)	31 (11)	23 (5)	24 (4)	10 (7)
NO2-N (mgN/L)	N.D.	N.D.	18.6 (5)	N.D.	0.8 (1)	N.D.	0.4 (0)	N.D.	0.1 (0)	N.D.	3 (2)
NO3-N (mgN/L)	N.D.	N.D.	4.4 (5)	N.D.	19.8 (7)	N.D.	20.2 (7)	N.D.	3.6 (8)	N.D.	10 (5)
SS (mg/L)	214 (91)	171 (156)	27 (15)	163 (82)	26 (24)	107 (86)	9 (9)	112 (91)	37 (30)	100 (131)	22 (11)
VSS (mg/L)	178 (76)	114 (80)	17 (12)	99 (50)	15 (17)	63 (41)	7 (8)	88 (70)	27 (23)	77 (106)	14 (7)
DO (mg/L)	0.22 (0.14)	-	6.19 (0.35)	-	4.81 (0.27)	-	4.56 (0.60)	-	3.46 (0.99)	-	5.01 (0.22)
pH	6.75 (0.26)	6.69 (0.23)	7.15 (1.07)	6.52 (0.05)	5.95 (0.40)	6.49 (0.07)	5.96 (0.30)	6.47 (0.13)	6.54 (0.23)	6.38 (0.16)	6.59 (0.67)
ORP	-174 (63)	-85 (25)	158 (37)	-114 (9)	200 (55)	-109 (55)	188 (27)	-127 (23)	62 (44)	-194 (15)	116 (38)
Loading											
wastewater (m³/m³/day)		1.0	3.0	2.0	6.0	3.0	9.0	4.0	12.0	4.0	12.0
COD (kg/m³/day)		0.57 (0.14)	0.69 (0.40)	0.96 (0.31)	1.64 (0.51)	1.45 (0.48)	1.99 (0.77)	2.07 (0.96)	3.71 (1.73)	1.68 (0.47)	2.99 (1.57)
BOD (kg/m³/day)		0.18 (0.04)	0.26 (0.13)	0.44 (0.12)	0.47 (0.27)	0.68 (0.20)	0.63 (0.31)	0.69 (0.24)	1.10 (0.56)	0.77 (0.27)	1.22 (0.65)
Total-N (kgN/m³/day)		-	0.22 (0.05)	-	0.34 (0.03)	-	0.47 (0.07)	-	0.63 (0.22)	-	0.60 (0.24)
NH4-N (kgN/m³/day)		-	0.10 (0.01)	-	0.17 (0.01)	-	0.27 (0.06)	-	0.37 (0.14)	-	0.27 (0.09)
SS (kg/m³/day)		0.28 (0.14)	0.51 (0.47)	0.42 (0.23)	0.98 (0.49)	0.68 (0.31)	0.97 (0.78)	0.80 (0.32)	1.31 (1.11)	0.79 (0.29)	1.20 (1.58)
Removal											
Total-COD (%)		58 (27)	83 (8)	41 (21)	86 (7)	52 (21)	93 (3)	39 (22)	80 (11)	41 (26)	90 (4)
Total-BOD (%)		39 (37)	82 (21)	63 (21)	95 (5)	68 (19)	97 (1)	50 (22)	86 (9)	48 (19)	98 (1)
NH4-N (%)			76 (11)		80 (11)		77 (10)		19 (22)		60 (26)
Total-N (%)			29 (20)		32 (8)		32 (10)		21 (17)		29 (26)
SS (%)		47 (28)	90 (6)	22 (29)	86 (12)	53 (34)	96 (4)	49 (29)	80 (18)	48 (28)	81 (17)

() standard deviation, N.D. = not detectable

Table 3 Summary of process performances of UASB unit, of DHS-G3 post-treatment unit. -Phase 2-

RUN No.		5			6			7-1			7-2		
Parameter	Raw sewage	32-hr HRT (day 421-454)		16-hr HRT (day 455-491)		10.7-hr HRT (day 492-549)		10.7-hr HRT (day 492-549)		10.7-hr HRT (day 550-610)			
		UASB (24-hr HRT)	DHS-G3 (8-hr HRT)	UASB (12-hr HRT)	DHS-G3 (4-hr HRT)	UASB (8-hr HRT)	DHS-G3 (2.7-hr HRT)	UASB (8-hr HRT)	DHS-G3 (2.7-hr HRT)	UASB (8-hr HRT)	DHS-G3 (2.7-hr HRT)		
Total-COD (mg/L)	453 (269)	266 (51)	29 (28)	292 (127)	23 (6)	220 (88)	34 (23)	267 (108)	62 (30)				
Soluble-COD (mg/L)	166 (52)	180 (33)	25 (25)	183 (49)	19 (6)	86 (36)	24 (14)	195 (93)	40 (14)				
Total-BOD (mg/L)	179 (95)	112 (27)	3 (4)	126 (64)	2 (2)	93 (66)	9 (9)	157 (77)	21 (11)				
Soluble-BOD (mg/L)	83 (37)	79 (31)	3 (3)	72 (32)	1 (1)	42 (33)	5 (6)	112 (50)	11 (7)				
Total-N (mgN/L)	44 (13)	48 (7)	28 (7)	48 (8)	25 (7)	50 (9)	26 (8)	35 (7)	26 (8)				
Total-Kjeldahl (mgN/L)	44 (13)	48 (7)	8 (3)	48 (8)	8 (2)	50 (9)	13 (8)	35 (7)	21 (9)				
Soluble-Kjeldahl (mgN/L)	34 (9)	44 (6)	8 (3)	42 (8)	8 (2)	44 (7)	12 (8)	32 (6)	19 (8)				
NH ₄ -N (mgN/L)	19 (6)	29 (5)	1 (2)	28 (6)	1 (3)	21 (7)	2 (3)	18 (6)	13 (7)				
NO ₂ -N (mgN/L)	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	3.3 (3)				
NO ₃ -N (mgN/L)	N.D.	N.D.	20.5 (6.0)	N.D.	17.6 (5.6)	N.D.	17.4 (6.5)	N.D.	4.5 (4)				
SS (mg/L)	226 (150)	53 (35)	8 (8)	136 (104)	20 (18)	131 (79)	21 (18)	40 (17)	18 (22)				
VSS (mg/L)	174 (129)	47 (35)	6 (6)	33 (13)	5 (5)	95 (60)	15 (16)	38 (23)	15 (17)				
DO (mg/L)	0.73 (0.40)	-	6.45 (0.15)	-	6.69 (0.37)	-	4.15 (1.61)	-	5.98 (0.92)				
pH	6.77 (0.52)	6.80 (0.39)	6.47 (0.41)	6.37 (0.20)	6.29 (0.22)	6.52 (0.19)	6.56 (0.35)	7.07 (0.11)	7.25 (0.22)				
ORP	-184 (57)	-209 39	64 (32)	-196 (27)	61 (27)	-128 (36)	66 (21)	-184 (29)	49 (36)				
Loading													
wastewater (m ³ /m ³ /day)		1.0	3.0	2.0	6.0	3.0	9.0	3.0	9.0				
COD (kg/m ³ /day)		0.38 (0.09)	0.88 (0.32)	0.89 (0.32)	1.75 (0.76)	1.46 (0.87)	1.98 (0.79)	1.41 (1.05)	2.40 (0.98)				
BOD (kg/m ³ /day)		0.15 (0.04)	0.34 (0.08)	0.32 (0.12)	0.75 (0.39)	0.54 (0.26)	0.84 (0.59)	0.63 (0.41)	1.41 (0.69)				
Total-N (kgN/m ³ /day)		-	0.15 (0.02)	-	0.29 (0.05)	-	0.45 (0.08)	-	0.32 (0.06)				
NH ₄ -N (kgN/m ³ /day)		-	0.09 (0.01)	-	0.17 (0.04)	-	0.19 (0.06)	-	0.17 (0.05)				
SS (kg/m ³ /day)		0.15 (0.09)	0.16 (0.11)	0.57 (0.28)	0.82 (0.63)	0.70 (0.37)	1.18 (0.71)	0.71 (0.58)	0.36 (0.15)				
Removal													
Total-COD (%)		30 (17)	91 (12)	36 (26)	94 (2)	48 (24)	91 (6)	33 (22)	82 (17)				
Total-BOD (%)		27 (20)	98 (3)	29 (24)	98 (3)	45 (33)	95 (6)	24 (23)	89 (6)				
NH ₄ -N (%)			98 (5)		96 (8)		88 (14)		44 (33)				
Total-N (%)			41 (12)		47 (14)		44 (18)		29 (16)				
SS (%)		63 (20)	92 (11)	46 (27)	94 (3)	42 (31)	90 (9)	73 (20)	89 (15)				

() standard deviation, N.D. = not detectable

() standard deviation, N.D. = not detectable

3.3 本プロセスにおける物質収支

本節では25°C制御運転Phase 1 (RUN 42 : 207~221 日目)における運転定期の物質収支を報告する。

(1) COD 収支

Fig.5 に COD の物質収支を示す。下水中の COD は68%が可溶性の COD であり、UASB を通過することでその流出水中には33%の COD が残存した。その内の約半が可溶性 COD であり、UASB における SS 成分の抑制が重要な課題である。

ことが示唆された。UASB では固形性COD以外の残りのCODは次のような形態で除去されていた：回収メタンガス16%，溶解メタン12%，不明分39%。生成されたメタンの約4割が流出水中に溶解しているが、これはメタン回収プロセスとしてのUASBのメリットが減じることとなった。また、不明分となった39%は、期間が短いことによる蓄積、硫化物や鉄等の還元分が考えられる。

後段のDHS-G3を通過した処理水中には、流入下水(原水)CODの7%のみとなった。ここで除去されたCODは、二酸化炭素に分解されたものと、蓄積した汚泥とが考えられる。また、UASBで溶解したメタンは、微好気条件下で生息するメタン酸化細菌によりメタンが生物学的に酸化されているか、物理的に大気中に放出しているものと考えられる。

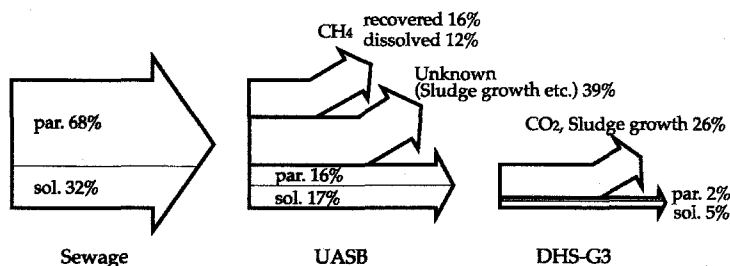


Fig.5 Amount of COD mass balance within UASB reactor and DHS-G3 reactor.

(2) 窒素収支

Fig.6 に窒素態の物質収支を示す。下水中の窒素態として、全窒素の40%がアンモニア性窒素、固形性有機態窒素30%，溶解性有機態窒素30%という結果となった。UASBを通過すると、49%がアンモニア性窒素、固形性有機態窒素5%，溶解性有機態窒素34%，不明分が12%であった。アンモニア性窒素の割合が増加するのは、有機態窒素の大部分がタンパク質であるといわれていることから、それがUASB内で消費者(微生物群)に摂取され、無機化産物としてアンモニア性窒素が放出されたためと考えられる。また、溶解性有機態窒素も割合が増加しているが、これは固形性有機態窒素がUASBベッド部で即座に溶解性窒素に可溶化されたためと考えられる。なお、不明分の12%であるが、下水中に酸化態窒素が検出されていないことから脱窒の可能性はなく、固形性有機態窒素が蓄積したためによるものだと考えられる。

後段のDHS-G3を通過した処理水中には、流入下水(原水)全窒素の4%が固形性有機態窒素、溶解性有機態窒素14%，アンモニア性窒素15%，亜硝酸性窒素5%，硝酸性窒素26%であった。そして残りの24%は脱窒もしくは反硝化に蓄積されていると考えられる。

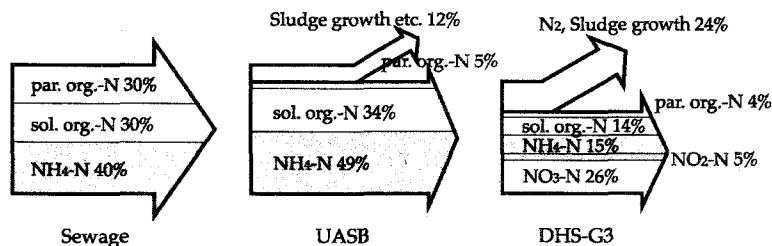


Fig.6 Amount of Nitrogen mass balance within UASB reactor and DHS-G3 reactor.

3.4 DHS-G3 基軸方向での基質分解特性と保持汚泥性状

DHS-G3 リアクターは、有機物のみならず、高い硝化能力を兼ね備えており、窒素除去も期待できるプロセスであることが明らかとなった。このような良好な処理性能が得られた理由としては、スポンジの高い固形物補足能、汚泥保持能をもつことが考えられる。また、リアクター内での基質の挙動については、その運転状況を把握するうえで重要な情報である。よって、ここでは DHS-G3 リアクターの基軸方向の基質分解の挙動と保持汚泥性状を調査することで、本プロセスの処理性能を明らかにすることを目的とした。

(1) 基軸方向での基質分解の挙動

Fig.7 に DHS-G3 流下高さ方向での各種水質プロファイル（運転を開始して 221 日目）を示す。プロファイルの結果より、易分解性有機物は、流下高さ 0m から 1.68m (DHS-G3 上部) まですべて浄化され、それ以降の流下方向で硝化反応が進行していた。これは、有機物酸化細菌と硝化細菌が酸素を獲得する際に DO 濃度レベルで菌相が棲み分けが生じ、有機物酸化細菌がより有利な働きを示したと考えられる。また、UASB 処理水で DO 濃度がゼロであったものが、流下高さで 3.5~4.5mg/L と有機物除去および硝化反応に必要な DO 量を獲得しており、DHS-G3 はエアレーション無しで優れた酸素取り込み機能を有していることが明らかとなった。

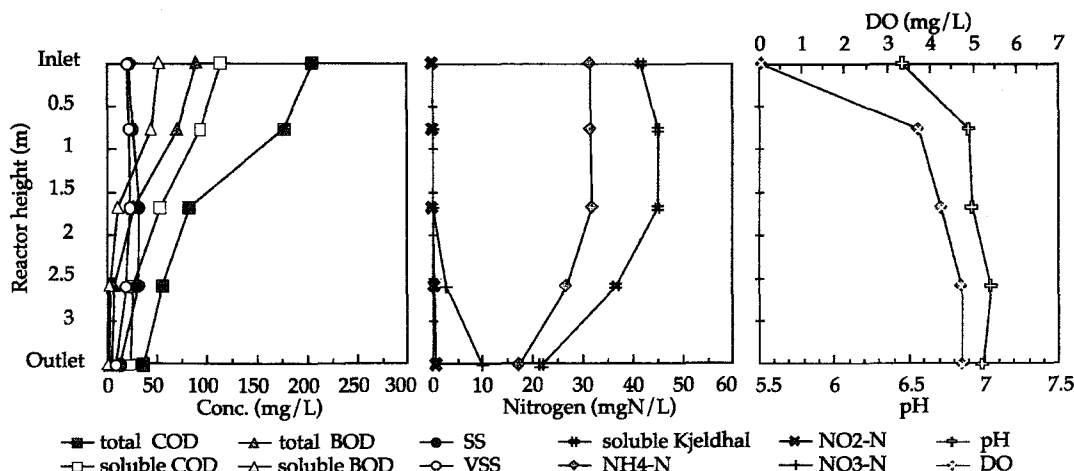


Fig.7 Water quality profile along DHS-G3 reactor on the day 221 (DHS-G3 HRT :2hrs).

(2) 基軸方向での保持汚泥性状

Fig.8 に DHS-G3 の保持汚泥密度および VSS/SS 比のプロファイル（運転を開始して 221 日目）を示す。汚泥保持量は SS 密度で 30gSS/L-sponge 程度と高さ方向で安定していた。VSS 密度は最上部で 25gVSS/L-sponge 程度、以降流下高さで 20gVSS/L-sponge 程度を保持していた。これは活性汚泥法と比較すると 5~10 倍の汚泥量に達する。この結果より、DHS-G3 は優れた微生物保持性能を有することがいえる。ちなみに UASB 内部の汚泥界面は Phase 1 の全期間を通して MLSS で 12000~23000mg/L 程度が界面 1~1.5m, 5000~8000mg/L 程度が 1.5~4m で保持されていた。今回の連続運転において UASB からの汚泥の引き抜きは行っていないため汚泥の流出は免れないが、RUN 4-1 で汚泥のウォッシュアウト目立った期間における DHS-G3 の保持汚泥量は 40~45gSS/L であった。この汚泥量はスポンジを囲むネットリングにまで生物膜が

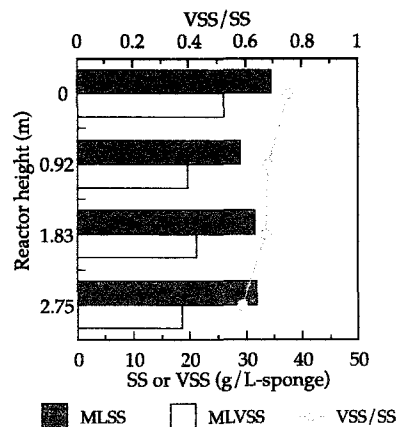


Fig.8 Sludge retainment profile along DHS-G3 height on the day 221.

堆積し覆いかぶさった状態であり、UASB から汚泥流出が起こると DHS-G3 には過度に汚泥が堆積することとなるが、肥大化した生物膜は自己消化等によって 30gSSL/sponge で安定する傾向を示した。

Fig.9 に、DHS-G3 の上部と下部の保持汚泥におけるアンモニア酸化活性および亜硝酸酸化活性を示す。硝化活性値はすべて単位 VSS 当りの窒素量で評価した。この結果、リアクター上部ではアンモニア性窒素を基質とした硝化活性では 0.0041kgN/kgVSS/day という非常に小さい値を示した。亜硝酸性窒素を基質とした硝化活性では 0.0259kgN/kgVSS/day と僅かではあるが硝化活性が認められるが、有機物を基質として生育する微生物が菌叢のほとんどを占めると考えられる。下部においては、アンモニア酸化活性が 0.0303kgN/kgVSS/day、亜硝酸酸化活性が 0.0168kgN/kgVSS/day となり、上部の活性をアンモニア酸化活性は大きく上回った。この活性に対して DHS-G2 の値¹⁴⁾と比較すると、アンモニア酸化活性が 0.05kgN/kgVSS/day、亜硝酸酸化活性が 0.07kgN/kgVSS/day であり、若干劣るがアンモニア酸化活性のポテンシャルは DHS-G3 でも保持していることが確認された。

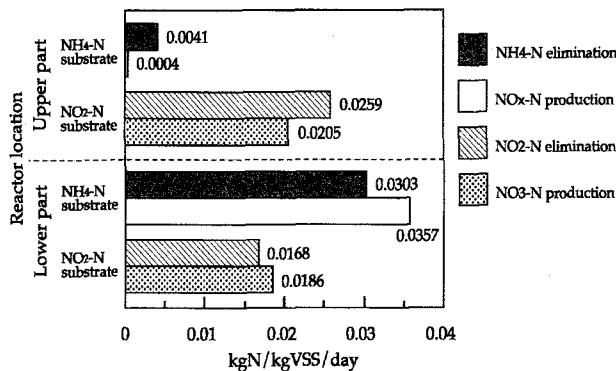


Fig.9 Nitrogen conversion rates of DHS-G3 sludges at two different locations.

3.5 DHS-G3 リアクターの接触効率

Table 4 にトレーサー試験結果をまとめる。スポンジ担体がクリーンな状態での理論 HRT 2hr において、実際の HRT との異なりは 76.2%であった。また、スポンジが汚泥が附着すると異なりは 83%となり、理論 HRT 2hr と設定し運転していた HRT は実際には約 20min と極めて短い運転であることが明らかとなった。実際の HRT が極めて短くなった理由としては、ランダムにスポンジ担体を充填させた点や、カラムサイズが小さいという点等が考えられる。本連続実験では、Phase1 で最大で実際約 20min (理論 HRT 2hr)、Phase2 では実際約 24min (理論 HRT 2.7hr) の運転を経たが、その短い HRT における有機物除去能は安定していた。

今後、DHS をスケールアップ化していく中で、単にスポンジ担体を用いて微生物を高濃度に保持するだけでなく、スポンジ担体の充填率を上げながら、いかに流入水と微生物膜との接触効率を保つかが課題の一つといえる。

Table 4 Results of impulse tracer experiment from DHS-G3.

Condition	Flowrate (mL/min)	Theoretical HRT (min (hr))	Observed HRT (min (hr))	The percentage difference of observed to theoretical HRT (%)
Clean	215	240 (4)	61 (1.01)	74.7%
	323	160 (2.7)	39 (0.65)	76.1%
	430	120 (2)	28.8 (0.48)	76.2%
	860	60 (1)	14.4 (0.24)	75.7%
	1147	45 (0.75)	12.6 (0.21)	71.6%
Contain biomass	323	160 (2.7)	23.5 (0.39)	85.3%
	430	120 (2)	20.4 (0.34)	83.0%

4 まとめ

UASB と DHS-G3 を組み合わせたパイロットスケールプラントを都市下水処理場に設置し、実下水を用いた連続処理実験を行った結果、以下の知見が得られた。

- 1) UASB の後段に DHS-G3 を構えることにより、低濃度排水種における UASB の不安定性を緩和するよう、最終処理水中の SS 濃度は 30mg/L 程度まで抑えられた。全 BOD 濃度は、下水で 179mg/L であったものが、DHS-G3 処理水で 6mg/L と良好な処理水質が得られ、全 BOD 除去率で 95% 以上を達成した。
- 2) 気温 14℃ 程度の低温運転では、UASB の有機物除去能力は低下するが、システム全体で安定的な処理水を確保でき、DHS-G3 自身の浄化能力は失われず機能することを示した。
- 3) 25℃ 制御運転では平均アンモニア性窒素除去率で 73% と高い硝化率を得た。水温 15~20℃ の環境下での硝化も 50% 程度起こることを確認した。
- 4) スポンジ担体の保持汚泥は 20g VSSL/sponge 程度と、活性汚泥混合槽の 5~10 倍の汚泥量を保持していた。
- 5) スポンジ担体のトレーサ試験より、HRT 2hr と設定し運転していた HRT は、実際は約 20min と極めて短い運転であることが明らかとなったが、本実験期間中の水質浄化は良好であった。

謝 辞

長岡市中央浄化センターには本研究の場を提供して頂きました。記して関係各位に深く感謝致します。

<参考文献>

- 1) Schellinkhout A. and Collazos C.J. (1992) Full-scale Application of The UASB Technology for Sewage Treatment. *Wat. Sci. Tech.*, **25**, 159-166.
- 2) 永田伸之、鈴木 薫 (1998) わが国およびインドにおける嫌気性処理法を用いた下水処理の実例とバランスシートを応用した運転データの解析, 下水道協会誌 **35**, 66-77
- 3) Lettinga G., Roersma R. and Grin P., (1983) Anaerobic Treatment of Raw Domestic Sewage at Ambient Temperature Using a Granular Bed UASB reactor, *Biotech. and Bioeng.*, **25**, 1701-1723.
- 4) Lettinga G., de Man A., van der Last A. R. M., Wiegant W., van Knippenberg K., Frijns J. and van Buuren J.C.L. (1993) Anaerobic Treatment of Domestic Sewage and Wastewater, *Wat. Sci. Tech.*, **27**, 67-73.
- 5) Sekiguchi Y., Harada H., Ohashi A. and Okui H. (1994) A Simple and Cost-Effective Anaerobic Sewage Treatment System for Developing Countries, *Wat.Res.*, **28**, 355-367.
- 6) Lalit. K.A., Ohashi Y., Mochida E., Okui H., Ueki Y., Harada H. and Ohashi A. (1997) Treatment of Raw Sewage in a Temperate Climate Using a UASB Reactor and the Hanging Sponge Cubes Process, *Wat. Sci. Tech.*, **36**, 433-440.
- 7) Machdar I., Harada H., Ohashi A., Sekiguchi Y., Okui H. and Ueki K. (1997) A Novel And Cost-Effective Sewage Treatment System Consisting of UASB Pre-Treatment and Aerobic Post-Treatment Units For Developing Countries, *Wat. Sci. Tech.*, **36**, 189-197.
- 8) Machdar I., Sekiguchi Y., Sumino H., Ohashi A. and Harada H. (2000) Combination of a UASB Reactor and a Curtain-Type DHS (Downflow Hanging Sponge) Reactor as a Cost-Effective Sewage Treatment System for Developing Countries, *Wat. Sci. Tech.*, **42**, 83-88.
- 9) Machdar I., Takahashi M., Sekiguchi Y., Ohashi A. and H. Harada, (2001) Behavior of DHS (Downflow Hanging Sponge) Reactor in Response to Transient Shock Loads, *Asian Waterqual*, **350**, 947-952.
- 10) 原田秀樹、上村繁樹、鈴木薫、Sunil K. K. and Lalit K.A. (2003) アフリカ・ニジェールの首都ニアメの衛生状況と世界初の UASB-DHS バイオタワー下水処理プラントに関する報告書, 下水道協会誌 **40**, 140-151
- 11) 社団法人日本下水道協会、下水試験方法 1997 年版

- 12) Ohashi A., de Silva D.G.V., Mobarry B., Manem J.A., Stahl D.A. and Ritmann B.E. (1995) Influence of Substrate C/N Ratio on The Structure of Multi-Species Biofilms Consisting of Nitrifiers and Heterotrophs, *Wat. Sci. Tech.*, **37**, 441-449.
- 13) Hanaki K., Wantawin C. and Ohgaki S. (1990) Effects of The Activity of Heterotrophs on Nitrification in a Suspended-Growth Reactor, *Wat. Res.*, **24**, 289-296.
- 14) Machdar I., (2001) A Novel Sewage Treatment System by a Combination of UASB Reactor and DHS (Downflow Hanging Sponge) Reactor for Developing Countries, 長岡技術科学大学博士論文.