The University of Osaka
Institutional Knowledge Archive

| | |
|---|---|
| Title | Aerobic granular sludge augmentation strategyの希薄下水処理への適用に関する研究 |
| Author(s) | 三宅, 將貴 |
| Citation | 大阪大学, 2023, 博士論文 |
| Version Type | VoR |
| URL | https://doi.org/10.18910/92905 |
| rights | |
| Note | |

*The University of Osaka Institutional Knowledge Archive : OUKA*

https://ir.library.osaka-u.ac.jp/

The University of Osaka

博士学位論文

# Aerobic granular sludge augmentation strategy の希薄下水処理への適用に関する研究

2023 年 5 月

大阪大学大学院　工学研究科　環境エネルギー工学専攻
生物圏環境工学領域

三宅　將貴

# 目次

略語対応表 .....1

緒論 .....3

第 1 章　好気グラニュール技術を用いた下水処理に関する既往研究.....8
1.1.　緒言
1.2.　AGS 形成に関する既往研究
1.3.　AGS augmentation strategy を用いた排水処理技術
1.4.　AGS 技術を用いた下水の高度処理
1.5.　要約

第 2 章　SBR における希薄下水を用いた AGS 形成法 .....23
2.1.　緒言
2.2.　実験材料および方法
2.3.　実験結果および考察
2.4.　要約

第 3 章　AGS augmentation strategy による希薄下水処理のパイロット実証.....37
3.1.　緒言
3.2.　実験材料および方法
3.3.　実験結果および考察
3.4.　要約

第 4 章　AGS augmentation strategy における栄養塩除去能の向上 .....58
4.1.　緒言
4.2.　実験材料および方法
4.3.　実験結果および考察
4.4.　要約

総括ならびに結論 .....77

参考文献 .....81

謝辞 .....87

本論文に関する報文 .....88

# 略語対応表

| | | | |
|---|---|---|---|
| A | A2O | anaerobic／anoxic／oxic process | 嫌気／無酸素／好気プロセス |
| | AGS | aerobic granular sludge | 好気グラニュール汚泥 |
| | AGS fraction | | グラニュール画分 |
| | AGS-SBR | | SBR にて AGS 形成と処理の双方を目的とした AGS 技術（本論文における定義） |
| | AO | anaerobic／oxic process | 嫌気／好気プロセス |
| | AOB | ammonium oxidizing bacteria | アンモニア酸化細菌 |
| | ATU-BOD | allylthiourea-BOD | アリルチオ尿素添加による硝化抑制 BOD |
| B | BOD | biochemical oxygen demand | 生物化学的酸素要求量 |
| C | CAS | conventional activated sludge | 標準活性汚泥法 |
| | CF-AGS | continuous flow-AGS | 連続流入式 AGS 技術 |
| | CFAS | continuous flow AS | 連続流入式活性汚泥法 |
| | COD | chemical oxygen demand | 化学的酸素要求量 |
| | $COD_{Cr}$ | | 二クロム酸カリウムによる酸素要求量 |
| D | DO | dissolved oxygen | 溶存酸素 |
| | DOC | dissolved organic carbon | 溶存態有機炭素 |
| E | EPS | extracellular polymeric substance | 細胞外高分子物質 |
| F | F/M 比 | food to microorganisms | 単位汚泥量あたりの負荷 |
| G | GAO | glycogen-accumulating organism | グリコーゲン蓄積細菌 |
| H | HRT | hydraulic retention time | 水理学的滞留時間 |
| L | LV | linear velocity | 流入線速度 |
| M | MLSS | mixed liquor suspended solids | 活性汚泥浮遊物質 |
| N | $NH_4$-N | ammonium nitrogen | アンモニア態窒素 |
| | $NO_2$-N | nitrite nitrogen | 亜硝酸態窒素 |
| | $NO_3$-N | nitrate nitrogen | 硝酸態窒素 |
| O | OLR | organic loading rate | 有機物容積負荷 |
| | Org-N | organic nitrogen | 有機態窒素 |
| | OUR | oxygen uptake rate | 酸素利用速度 |
| P | PAO | polyphosphate-accumulating organism | ポリリン酸蓄積細菌 |
| | $PO_4$-P | | リン酸態リン |

| | | | |
|---|---|---|---|
| | PSBR | pilot-scale SBR | パイロットスケール SBR |
| S | SAV | superficial air velocity | 空気上昇線速度 |
| | SBR | sequencing batch reactor | 連続回分式反応槽 |
| | SFD | simultaneous feeding and drawing | 同時流入排出<br>（本論文における定義） |
| | SOR | surface overflow rate | 終沈水面積負荷 |
| | SRT | sludge retention time | 汚泥滞留時間 |
| | SS | suspended solids | 浮遊物質 |
| | SVI | sludge volume index | 汚泥容量指標 |
| | SVI30 | | 沈降 30 分時の SV 値から算出した SVI |
| | SVI5 | | 沈降 5 分時の SV 値から算出した SVI |
| T | TKN | total kjeldahl nitrogen | ケルダール窒素 |
| | TN | total nitrogen | 全窒素 |
| | TOC | total organic carbon | 全有機炭素 |
| | TP | total phosphorus | 全リン |
| V | VFA | volatile fatty acid | 有機酸 |
| Y | $Y_{obs}$ | observed sludge yields | 見かけ汚泥生成効率 |
| | | | |
| し | 終沈 | | 最終沈殿池 |
| | 初沈 | | 最初沈殿池 |

# 緒論

下水道事業は、生活基盤を支えるインフラとして重要な役割を果たしている。日本の下水処理人口普及率は全国平均で 80.1%（福島県の一部を除く）にまで上昇し、全国の下水処理場数は令和 2 年度末で 2200 箇所となっている（国交省 HP）。下水道設備は、かつては生活環境の改善や公共用水域の水質汚濁防止を主眼として堅調に運用されてきたが、昨今では国内人口の減少やそれに伴う税収の縮小、運転管理に係わる技術者の減少、設備の老朽化対策など、下水道を取り巻く環境は厳しくなってきている。加えて、昨今の地球温暖化防止に向けた国際的な枠組みの中で、下水処理過程から排出される温室効果ガス排出量の低減も求められるなどの新たな課題にも直面しており、下水道設備およびそれに係わる運転管理法を最適なものとしていくことは恒久的な課題といえる。

図 0-1 には下水処理のフローの概要を示している。ここで、下水道設備の中で汚水処理の中核をなす活性汚泥法は生物反応槽と最終沈殿池（終沈）で構成されている。最初沈殿池（初沈）で一定量の固形物が取り除かれた下水（初沈越流水）が原水として生物反応槽に流入され、ブロワを用いたエアレーションにより活性汚泥と混合される。生物反応槽では、活性汚泥微生物により汚濁成分（有機物）が二酸化炭素に分解されるとともに、活性汚泥へと固定される。処理後の汚泥混合液は生物反応槽後段に設置される終沈に流入されて静置沈降による固液分離が行われ、上澄水が処理水として得られるとともに、沈降濃縮した活性汚泥は生物反応槽に返送される。有機物のみが処理対象の場合、生物反応槽全体をエアレーションすることで好気状態を保つ標準活性汚泥法が採用されるが、生物反応槽の運転条件を嫌気/無酸素/好気条件に調整し、生物反応槽内での汚泥混合液の循環を組み合わせることで窒素やリンといった栄養塩を除去することも可能であり、要求水質に応じた諸変法が高度処理

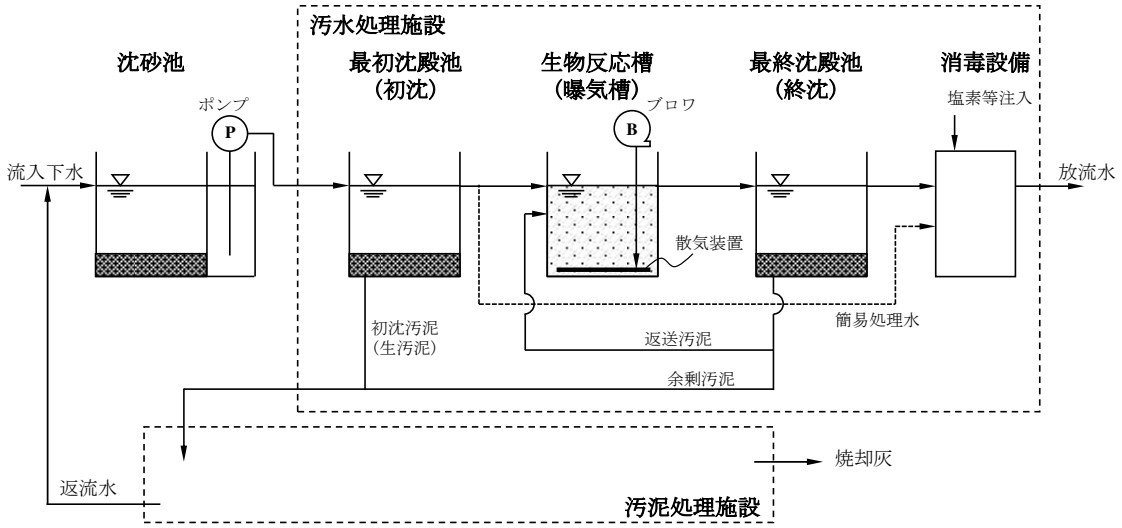


図 0-1　下水処理設備概略フロー　（下水道設計指針（2019）をもとに作成）

法として適用されている。

高度処理を含めた全ての活性汚泥法では、清澄な処理水を得るための固液分離は活性汚泥自体の汚泥沈降性に依存するが、汚泥沈降性は一般的に SVI（sludge volume index:：1L 容メスシリンダー内で 30 分沈降時の汚泥容量と汚泥濃度から計算される指標）で管理され、下水道維持管理指針（日本下水道協会, 2014）によれば、SVI として 100–200 mL/g 以下であれば良好とされている。活性汚泥の沈降性は環境条件や下水水質および流入汚濁負荷の変動等に非常に敏感であり、活性汚泥法の運転管理を煩雑にしている。加えて、大都市圏における下水処理場の処理区域は、雨水が下水に混入する合流式下水道が採用されていることが多いことから、下水中汚濁物質濃度が概して希薄であるとともに（例えば、初沈越流水中の化学的酸素要求量（chemical oxygen demand：$COD_{Cr}$）濃度として 100–300 mg/L）、処理場への流入下水量が大きいことも、最終沈殿池の固液分離を困難にしている要因のひとつである。以上のような理由から、大都市圏の下水処理場では、清澄な処理水質を維持するために、生物反応槽内の汚泥濃度を 1000–1500 mg/L 程度に低く保った運転がなされていることが多い。しかしながら低い汚泥濃度で運用する弊害として、生物反応槽へ流入する汚濁負荷量を低く維持する必要性があり、その結果下水道設備のフットプリントが大きくなることがある。

活性汚泥の沈降性が不安定であるという長年の課題を解決する方法として、好気グラニュール汚泥（aerobic granular sludge : AGS）を用いた排水処理技術が注目を浴びている。AGS とは、活性汚泥微生物が産出する細胞外高分子物質（extracellular polymeric substance : EPS）を足場としてバイオフィルムを構成しながら高密度に造粒し、粒子径として 200 μm 以上に成長したものである（Franca et al., 2018；Nancharaiah and Reddy et al., 2018）。AGS は従来型の浮遊活性汚泥と比較して汚泥沈降性能が高いことから、反応槽内の汚泥濃度を高く保持することが可能となり、排水処理設備の低フットプリント化を可能とする（Adav et al., 2008；Gao et al., 2011）。また、AGS は 3 次元的な形態学的特徴を有し、その内部では微視的に多様な環境が形成されるために、異なる特性を有する多種の細菌類の棲み分けが可能であることから、下水中の栄養塩類除去効率の向上も期待できる。AGS を用いた排水処理技術は、1990 年代からヨーロッパを中心に連続回分式反応槽（sequencing batch reactor : SBR）を用いた処理方式について研究が進められるようになり（Morgenroth et al., 1997；Beun et al., 1999；de Kreuk et al., 2007）、近年では実規模設備の導入事例も報告されてきている（Giesen et al., 2013；Pronk et al., 2015；Hamza et al., 2022）。ここで、本論文では、AGS を形成させるとともに排水の処理を行う SBR 法を AGS-SBR と称する。AGS-SBR は単一の反応槽を用いた処理方式であり、一般的には排水を流入させる工程、エアレーションによる反応工程、汚泥沈降工程、上澄水を処理水として排出する工程が順次行われる（図 0-2）。AGS-SBR では、処理設備の低フットプリント化だけでなく、単一水槽で有機物、窒素、リンの同時処理が可能であることから、活性汚泥法の高度処理で必要であった嫌気槽/無酸素槽における攪拌動力

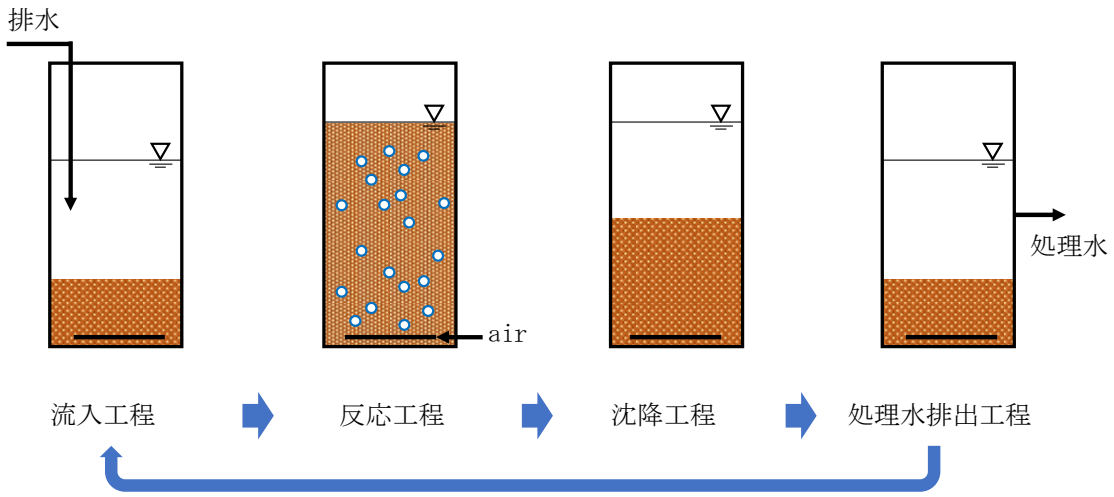


図 0-2　ASG-SBR の基本的な運転サイクル

や、循環ポンプ動力が不要となり、排水処理に要するエネルギーの削減が可能になるというメリットを有する（Franca et al., 2018）。しかしながら、日本をはじめとする先進国大都市圏の処理場では連続流入式活性汚泥法（continuous-flow activated sludge：CFAS）が既存設備として採用されていることが多く、構造自体が大きく異なる AGS-SBR を CFAS 設備と置き換えることは、費用対効果の高い下水処理設備の更新を進める上で現実的な選択肢とは言い難い（Juang et al., 2010；Corsino et al., 2016）。また、回分処理である AGS-SBR では CFAS と比較して大きな流量調整槽が必要となることも大都市圏の処理場への適用を困難にしている要因のひとつである（Kent et al., 2018）。

以上のような背景から、昨今では既存の CFAS を有する処理設備の大幅改築を必要せずに AGS 技術を導入するために、連続流入処理が可能な AGS（continuous-flow AGS：CF-AGS）技術の研究開発が進められるようになってきた（Kent et al., 2018）。その多くは CFAS 反応槽内の活性汚泥から沈降速度の速い汚泥画分を物理的に選択保持する方法を採用している（Ford et al., 2016；Li et al., 2016a；Devlin et al., 2018；Sun et al., 2019；Sun et al., 2021）。しかしながら、これらの方法は、高度に固液分離を行う終沈の構造が特殊であったり、液体サイクロンなどの特別な機械設備が必要であるといったハード面の制約があり、必ずしも既設 CFAS の改築に適していない。また、終沈において沈降速度の悪い汚泥画分を処理水として排出するという戦略が処理水質の悪化を招き、その結果ポストトリートメントが必要になるという課題も実用化への障壁となっていると考えられる。

上記とは異なる CF-AGS 技術として、近年 CFAS をメインストリームプロセスとし、サイドストリーム SBR 槽で形成された AGS を CFAS に供給する AGS augmentation strategy が提唱され、数件の研究例が報告されている（Giesen et al., 2016；Figdore et al., 2018a, 2018b）（図 0-3）。本技術は、サイドストリーム SBR 槽を増設するだけで技術導入が可能であり、また、既存 CFAS 設備を運用したまま導入が可能であることもメリットであることから、実導入

には非常に有望な CF-AGS 技術であると考えられる。しかし、現在までの先行研究における適用例は、供試下水濃度が一般的な下水濃度と比較して高く（720 mg$COD_{Cr}$/L）（Giesen et al., 2016）、またサイドストリーム SBR 槽への原水として汚濁物質濃度が比較的高い汚泥処理返流水が用いられており（Figdore et al., 2018a, b）、いまだ AGS augmentation strategy の適用範囲は限定的である。上述したように日本をはじめとした先進国の大都市圏における下水濃度は希薄であることが多く、また汚泥処理設備を付帯していない下水処理場も多く存在するため、AGS augmentation strategy を希薄下水処理向けに開発することは、AGS augmentation strategy の可能性を広げ、ひいては浮遊活性汚泥を用いたプロセスと比較して多くのメリットを有する AGS 技術を世界中の下水処理場へ適用していく上で重要であると言える。

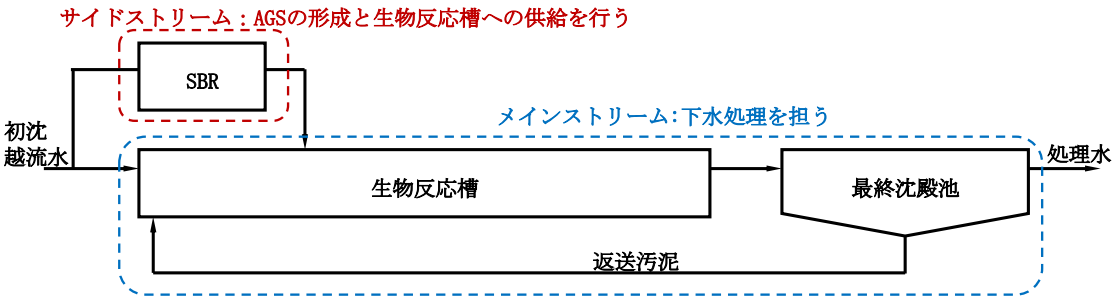


図 0-3　AGS augmentation strategy を適用した下水処理プロセス

以上のような背景から本研究では、CFAS 設備の処理性能向上に寄与し得る、希薄下水を対象とした AGS augmentation strategy を用いた CF-AGS を実用化するための技術を確立することを目的とし、希薄下水からの効率的 AGS 形成方法の検討と、パイロットスケールプラントを用いた本プロセスの実証に重点を置いた一連の研究開発を行った。

第 1 章では、希薄下水を対象とした SBR における AGS 形成に関する既往研究を概観することで、本研究における課題のひとつである希薄下水を用いた AGS の効率的な形成に寄与する知見を整理した。また、既往の CF-AGS 技術について概観することで本研究の位置づけを明らかとした。第 2 章では、希薄実下水を用いたサイドストリーム SBR における効率的な AGS 形成方法の確立を目指し、ラボスケールリアクターを用いた検討を行った。第 3 章では、AGS augmentation strategy を用いた CF-AGS の希薄下水処理への適用性について、パイロットスケールプラントを用いた実証試験を行った。SBR では、リアクタースケールアップが AGS 形成に与える影響を評価し、メインストリームプロセスでは水理学的滞留時間（hydraulic retention time：HRT）を短縮させた条件下での処理性能について評価した。第 4 章では、AGS の形態学的特徴を利用して栄養塩除去性能を高めることを可能とするメインストリームプロセスの運転方法の確立を目的として、曝気制御方法の改良

とその効果についての実証試験を行った。総括ならびに結論では、研究の成果をとりまとめるとともに、実装置化と技術の拡大に向けた今後の展望について述べた。

# 第１章　好気グラニュール技術を用いた下水処理に関する既往研究

## 1.1.　緒言

希薄下水処理向けに AGS augmentation strategy を用いた CF-AGS の技術開発を行うことは、AGS 技術を世界の下水処理へ展開する上で重要である。本章では、希薄下水を処理対象とした AGS 技術について概観することで、本研究の参考とすることを目的とした。はじめに AGS 形成に関わる主要ファクターについて概説した。次に、希薄下水を処理対象とした AGS-SBR に関する報告を整理することで安定した AGS 形成に関する知見を整理するとともに、これまでに提唱されている CF-AGS プロセスに関する既往研究をまとめ、その課題を把握することで本研究の位置づけを明らかとした。さらに、AGS を用いた栄養塩除去に関する既往研究を概観することで、AGS augmentation strategy を用いた CF-AGS による下水の高度処理技術開発へ向けた知見を得た。

## 1.2.　AGS 形成に関する既往研究

### 1.2.1.　AGS 形成に関わるファクター

AGS を構成する微生物群集は多様であり、AGS の形成は特別な細菌の存在よりも、リアクターの運転条件に依存するものとされている（Beun et al., 1999）。AGS-SBR に関する多数の検討において、リアクター運転に関わる様々なファクターが AGS 形成に影響を及ぼすことが明らかにされているが、特に下記の 3 つが重要なファクターとみなされている。

#### （１）Feast/Famine サイクル

排水処理を担う微生物の存在環境として有機物（基質）が豊富に存在する状態（Feast）と欠乏している状態（Famine）を繰り返す Feast/Famine サイクルは、増殖速度の遅い細菌類による基質のポリマーへの変換を促進する（de Kreuk and van Loosdrecht, 2004）。AGS-SBR では、排水の流入が間欠的に行われるため必然的に Feast/Famine サイクルが確立されており、これにより AGS が形成される。好気条件における Feast/Famine 戦略では、溶存酸素（DO : dissolved oxygen）濃度の抑制が AGS 性状の悪化を招くことが知られており、5 mg/L 以上の高い DO 濃度に設定することが AGS の安定形成に重要である（Mosquera-Corral et al., 2005 ; McSwain and Irvine, 2008）。これは、Feast 状態において AGS 内部への基質と酸素の両方を浸透させる必要があるためと推察されている。

他方、近年では嫌気的な Feast 状態と好気的な Famine 状態を繰り返す戦略が、AGS 形成の主流となっている（de Kreuk and van Loosdrecht, 2005）。この方法により、ポリリン酸蓄積

細菌（polyphosphate-accumulating organism：PAO）やグリコーゲン蓄積細菌（glycogen-accumulating organism：GAO）といった排水中の基質を高分子ポリマーに変換貯蔵する細菌が AGS 内部に集積され、AGS の性状が安定化する（de Kreuk and van Loosdrecht, 2004）。この戦略では、AGS による排水中の栄養塩除去も狙いとされていることから、好気反応工程中の DO 濃度は 2 mg/L 程度に低く抑えられていることが多い。しかしながら、PAO や GAO が嫌気条件下で直接代謝可能な基質は、酢酸などの有機酸（volatile fatty acids：VFAs）であるため、実用を見据えた下水などの VFAs 以外の有機物を多く含む排水への適用が近年の研究課題とされている。

### （２）汚泥沈降速度

沈降速度差を利用した比重の重い汚泥のセレクションは、AGS 形成における初期段階の引き金になると考えられている（Liu and Tay, 2004）。一連の AGS-SBR 研究の発端となっているデルフト工科大学の報告も沈降セレクションに着目したものであった（Morgenroth et al., 1997）。AGS-SBR の運転では、一般的に沈降工程時間を短く設定することで沈降速度の遅いバイオマスを処理水とともに排出し、沈降速度の速い汚泥を集積することで AGS の形成を促進する（図 1-1）。また、活性汚泥を植種として SBR を立ち上げる際には、沈降工程時間を段階的に短縮する（30→3 min）ことも AGS 形成に効果的であるとされている（Beun et al., 2000）。

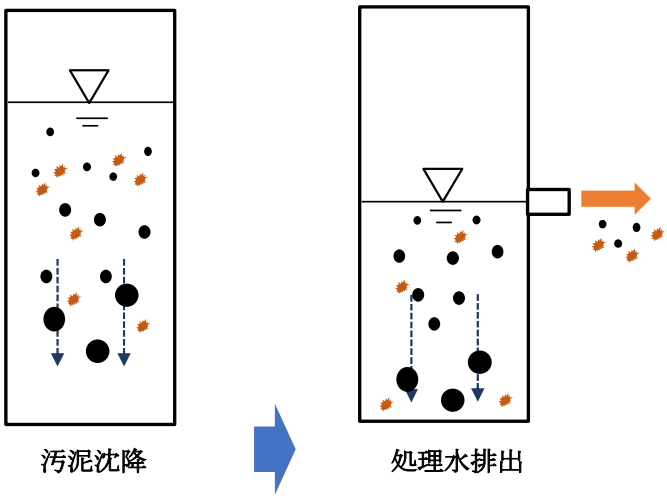


図 1-1　AGS-SBR における沈降セレクション操作
沈降工程終了時に処理水排出高さまで沈降しない汚泥粒子は処理水排出工程において系外に排出される

### （３）曝気せん断力

流体が汚泥に与える強いせん断力は、バイオフィルムをコンパクトかつ密度の高いものにする上で重要である（Kwok et al., 1998）。AGS 形成においても必要な曝気せん断力が検討されており、空気上昇線速度（superficial air velocity：SAV, Eq. 1-1）を 1 cm/sec 以上とすることで良好な AGS の形成が可能であることが報告されている（Beun et al., 1999 ; Liu and Tay, 2002 ; McSwain and Irvine, 2008）。また、強いせん断力による AGS 粒子どうしの衝突が、AGS 形成の鍵となる EPS の生産に重要な役割を果たしていることも示唆されている（Tay et al., 2001；Liu and Tay, 2002）。

$$\mathrm{SAV\ (cm/s)} = \frac{\text{空気流量}\ (\mathrm{m^3/h})}{\text{SBR 水面積}\ (\mathrm{m^2})} \times \frac{100}{60\ \times 60} \qquad (\mathrm{Eq.}\ 1-1)$$

## 1.2.2. 希薄下水を用いた AGS-SBR プロセスにおける AGS 形成

AGS-SBR を用いた AGS 形成に関しては、様々な排水種を対象とした研究が進められているが、それらの多くは VFAs をベースとした模擬排水や、比較的濃度の高い工場排水である（Ni et al., 2009；Derlon et al., 2016）。これは、AGS 形成に Feast/Famine 戦略を適用する上で排水中の基質濃度が高いことが有利であるためと考えられる。希薄下水を対象とした AGS 形成に関する知見は多くはないが、ここでの文献検索の範囲では 7 件の報告が見られ、それらは本研究におけるサイドストリーム SBR での AGS の安定形成に向けた運転条件を確立する上でのヒントとなり得る。表 1-1 に下水初沈越流水を用いた AGS 形成に関する既往研究を整理している。以下に、それらを SBR の運転方式ごとに分けて概説する。

### （１）Fill/Draw 方式

Ni ら（2009）は、容積 1 $m^3$（水深: 6m）のパイロットリアクターを用い、95–200 $mgCOD_{Cr}/L$ の下水を使用した AGS 形成試験について報告している。SBR は下水の流入と処理水の排出が別の工程で行われる従来型の Fill/Draw 方式で運転された（図 0-3）。短い沈降時間設定による沈降セレクションに加え、SBR 有効容積に対する 1 サイクルあたりの処理水交換割合（volumetric exchange ratio : VER, Eq.1-2）の変更により有機物負荷（organic loading rate : OLR, Eq. 1-3）を 0.5 から 1 $kgCOD_{Cr}/m^3\ d$ にまで段階的に上昇させる戦略が採られているが、AGS 形成に約 300 日という長期間を要した。VER を段階的に高めたのは、初期汚泥沈降性が悪い運転初期において処理水中へ槽内汚泥が大量にウォッシュアウトすることを防ぐことが目的であった。

Wagner ら（2013）は、溶解性 COD が 430 mg/L と比較的濃度の高い下水を使用して Fill/Dra 方式の SBR を運転したが、VER が 40%の条件下において AGS 形成までに 140 日を要している。また、Alves ら（2022）は、SBR の立上げと同時に 71%という高い VER 下で運転を

行ったが（OLR: 0.9 ± 0.3 $kgCOD_{Cr}/m^3$ d）、やはり AGS 形成を確認するまでに 150 日以上の長期間を要している。以上の先行研究から、Fill/Draw 方式の SBR では AGS の形成までに長期間を要してしまうことが課題であると言える。

$$\mathrm{VER}\ (\%) = \frac{1\ \text{サイクル当たりの流入下水量}\ (\mathrm{m^3/cycle})}{\text{リアクター有効容積}\ (\mathrm{m^3})} \times 100 \qquad (\mathrm{Eq.}\,1-2)$$

$$\mathrm{OLR}\ (\mathrm{kg/m^3\ d}) = \frac{\text{流入下水濃度}(\mathrm{mg/L}) \times \text{流入下水量}\ (\mathrm{m^3/d})}{\text{リアクター有効容積}\ (\mathrm{m^3})} \times \frac{1}{1000} \qquad (\mathrm{Eq.}\,1-3)$$

### （２）Simultaneous feeding and drawing 方式

SBR 底部の沈降汚泥に排水を接触するように流入させると同時に、SBR 頂部から処理水を押し出しにより流出させる同時流入排出（simultaneous feeding and drawing：SFD）方式は近年の AGS-SBR で最も主流となっている（図 1-2）。SFD を用いた SBR（SFD-SBR）では、Fill/Draw 方式よりも工程を減らすことがメリットであるとともに、排水の流量や流入時間の調整により VER を高く設定することが可能である。また、流入工程時における SBR 内の流入上昇線速度（linear velocity：LV, Eq.1-4）と沈降工程時間の設定により、沈降セレクション効果を調整することが可能である。

Derlon ら（2016）はパイロットスケールの SFD-SBR において、流入工程における下水の流量を変化させ、50%の VER 条件下で LV が AGS 形成に与える影響を評価している。AGS の形成までに数か月を要したが、1 m/h の低い LV 条件においても沈降性に優れるとともに、粒径 250 μm 以上の AGS 画分が 70%という良好な AGS の形成が可能であることを報告している(表 1-1)。下水の流入 LV を低く抑えることで、AGS を構成する嫌気性細菌による基質の摂取とポリマーへの変換蓄積が進行したことが良好な AGS の安定形成に影響したと推察

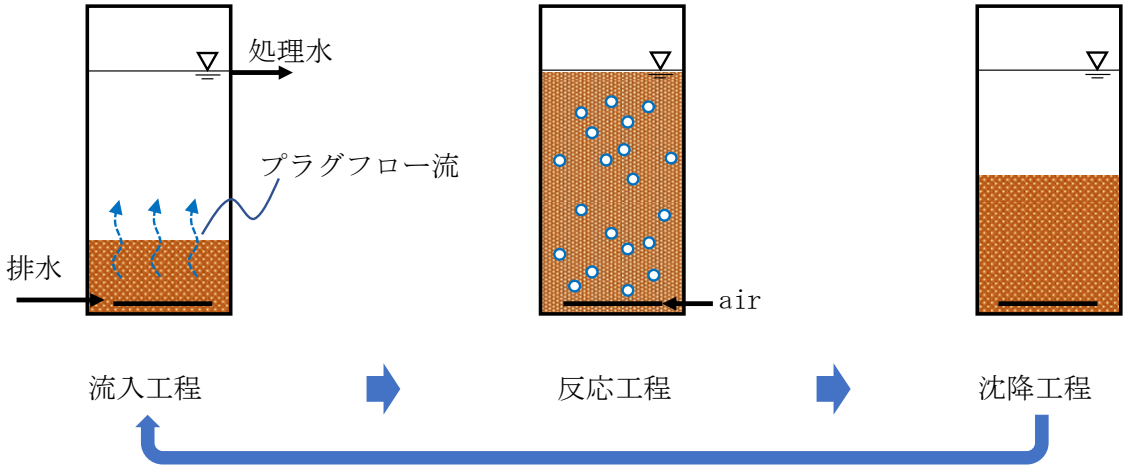


図 1-2　SFD-SBR の運転サイクル概要.

している。他方、余剰汚泥の排出時に沈降時間を短く設定して上澄水を排出することで、沈降速度の遅い画分を排出する沈降セレクション操作も併せて実施しており、希薄下水を用いた AGS の形成には、嫌気性細菌の選択的増殖と沈降セレクションの組み合わせが重要であると考察している。

$$\text{流入 LV (m/h)} = \frac{\text{流入下水量 (m}^3\text{/h)}}{\text{SBR 水面積 (m}^2\text{)}} \qquad (\text{Eq.}\,1-4)$$

Wang ら(2018)は、平均 COD 濃度が 180 mg/L という希薄下水を対象とし、ラボスケールの SFD-SBR を 90%という高 VER 条件で運転することで OLR を 1.3 kgCOD/m$^3$ d にまで高めるとともに、短い沈降工程時間設定（5 min）により沈降セレクション効果を高める試みを行った。その結果、約 50 日という短期間で SVI30 が 50 mL/g に低下し、粒径 200 μm 以上の AGS が 50%以上で構成される汚泥の形成に成功している。しかし、SBR 内汚泥の処理水へのウォッシュアウトが汚泥沈降性の不安定性を招き、沈降性改善のために VER を 50%に低減させることで OLR を 0.5 kgCOD/m$^3$ d まで低下させる必要があった。

Layer ら（2019）は、Derlon ら（2016）の戦略（低流入 LV と選択的汚泥排出）に準じ、ラボスケールの SFD-SBR において VFAs 含有模擬排水および初沈越流水を用いた AGS 形成試験を実施し、排水中の固形性有機物が AGS 形成に与える影響を調査している。初沈越流水を使用した SBR では、1–1.5 か月という短期間で AGS の形成が確認されたが、粒径 250 μm 以上の AGS 画分は 50%、SVI30 は 70mL/g であったと報告しており、それらは VFAs 模擬排水を使用して形成された AGS 性状（AGS 画分：90%以上、SVI30: 30–50 mL/g）と比較して悪かった。初沈越流水を用いた SBR では、嫌気流入工程中に固形性の有機物の加水分解が進行せず VFAs が十分に生成せず、VFAs を直接基質として摂取する PAO（*Ca.* Accumulibacter）や GAO（*Ca.* Competibacter）が優占しなかったことが AGS 形成に影響したと推察している。一方で、固形物を除去する前処理を施していない生下水を使用した AGS 形成試験も同時に実施した結果では、下水中に固形性有機物が多く含まれるにも関わらず良好な AGS 形成が可能であったことから、COD 濃度が高いことで OLR が高く維持されたことが影響したと推察している。

以上の既往研究から、SBR において希薄下水から早期に AGS を形成させるためには、SFD 方式を採用するとともに VER を高く設定することが好ましいと考えられた。また、Feast/Famine 戦略に基づいて AGS の性状を安定化させるという観点 （Sguanci et al., 2019）において、流入 LV を低く設定することが好ましいと考えられた。本研究では、SBR の主な役割は下水の処理ではなく、AGS の形成とメインストリームプロセスへの供給であることを考慮すると、AGS の生成量を高めるために OLR 条件は高くすることが好ましく、その意味でもサイドストリーム SBR に適用する VER は高くする必要がある。しかし、既往研究では、比較的高濃度の下水を用いて AGS-SBR を運転した Wagner ら（2013）の報告を除けば、OLR を 1.3 kgCOD$_{Cr}$/m$^3$ d 以下の低い値に設定した報告しかみられないことから、高 OLR 条

件下でも安定的なAGSの形成を可能とする運転条件を解明する必要がある。また、SBRにおける沈降速度に基づくセレクション操作は、AGS の早期および安定形成への効果が期待できるが、これに伴う汚泥の大量ウォッシュアウトは汚泥沈降性の悪化を招くため、SBRの沈降時間に関しても最適な条件設定が望まれる。

表 1-1　希薄下水を用いた AGS-SBR における AGS 形成に関する既往研究 [a]

| 参照 | 供試下水濃度 (mg/L) | | SBR運転条件 | | | | | | 汚泥性状 | | 備考 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | SBR 運転方式 | リアクター 容積/水深 | SAV (cm/sec) | 沈降時間 (min) | OLR (kgCOD/m3 d) | VER (%) | SVI30 (mL/g) | AGS fraction | AGS形成における主な戦略 |
| Ni et al. (2009) | tCOD | 95–200 | Fill/Draw | 1 $m^3$/6 m | N.A. | 15–30 | 0.5→1.07 | 50→67 | 40 | 85% | ・沈降セレクション<br>・段階的にVERを高める |
| Wagner et al (2013) | sCOD | 430±140 | Fill/Draw | 11 L/2 m | 1.1 | 15 | 1–1.4 [b] | 40 | < 100 | 53% | N.A. |
| Derlon et al. (2016) | tCOD<br>sCOD | 304±127<br>127±55 | SFD | 190 L/4 m | N.A. | 3–10<br>10→3 | 0.9 ± 0.4 | 50 | 80<br>65 | 60–70% [c]<br>> 70% [d] | ・高LV(5.9–16 m/h)による沈降セレクション<br>・低流入LV(1 m/h) + 選択的汚泥排出 [f] |
| Wang et al. (2018) | COD | ~180 | SFD | 1.7 L/0.7 m | 0.44 | 5 | 1.3→0.6 | 90→50 | 50 | > 50% | ・沈降セレクション<br>・高VER |
| Layer et al. (2019) | tCOD<br>sCOD | 331±97<br>188±76 | SFD | 12.9 L/1 m | N.A. | N.A. [e] | ~0.43 | 30 | ~70 | 50% | 低流入LV (0.25–0.38 m/h) + 選択的汚泥排出 [f] |
| Yu et al. (2021) | COD | 218±36 | SFD | 3.6 L/0.7 m | N.A. | 3–5 | 0.98→1.3 | 75 | 50 | N.A. | ・低流入LV (0.35 m/h)<br>・サイクル時間の短縮(4→2 h) |
| Alves et al. (2022) | tCOD | ~200 | Fill/draw | 115.5 L /2.45m | 1 | 4 | 0.9 ± 0.3 | 71 | 42 | 80% | ・沈降セレクション<br>・高VER |

a N.A.: not applicable、COD はすべて $COD_{Cr}$、tCOD: 全 COD、sCOD: 溶解性 COD

b 排水への酢酸添加期間を除く

c 糸状性細菌による形状がいびつな AGS

d 小さいが密度の高い AGS

e 立上時の SS ウォッシュアウト防止を目的とした段階的な短縮

f 余剰汚泥として沈降速度の遅い汚泥を排出

### 1.2.3. 希薄下水を処理対象としたCF-AGSプロセス

AGS-SBRで得られたAGS形成に関する知見はCF-AGSの技術開発にも応用されており、近年では希薄下水処理の研究報告も増加傾向にある。AGS 形成に用いられる戦略は主にFeast/Famineサイクルと沈降速度に基づいたセレクション、もしくはそれらの組み合わせに集約される。これまでに報告されている、下水を対象としたCF-AGS技術を表1-2にまとめている。

Jahnら（2019）らは、SFD-SBRへの排水の流入が嫌気プラグフロー流であることに着目し、嫌気好気活性汚泥法（AO法）の嫌気槽の一部をうね溝型に改造し、下水の通水試験を実施した（図1-3）。その結果、CFAS内汚泥の72%がAGSで構成され、100 mL/g以上であったSVI30は85 mL/gに改善した。SVI30をさらに改善させるためには、沈降セレクション効果を組み合わせる必要があると指摘している。

沈降速度によるセレクションを適用した CF-AGS プロセスとして、固液分離用の沈殿池を直列2段とする方法が提唱されている（Zuo et al., 2015）。前段の終沈では沈降速度が速い汚泥を返送汚泥として回収するとともに、後段の沈殿池で得られた汚泥は余剰汚泥として排出する、もしくはカルシウム溶液によるコンディショニング処理後に反応槽へ返送する（図1-4）（Liu et al., 2020；Xu et al., 2020）。このプロセスを検討した2つの報告では、いずれも SVI30 が 40–50 mL/g という良好な沈降性を有する汚泥の形成に成功している。また、Sunら（2019, 2021）は、終沈における水面積負荷（surface overflow rate：SOR, Eq. 1-5）を約10 m/h にまで高めることにより沈降セレクションの効果を高め、好気槽を多段化することにより効果的なFeast/Famineサイクルを作り出すことによって、汚泥のAGS化を促進することに成功している（SVI30：50–60 mL/g）。しかし、高SOR運転によりセレクション効果を高めることが可能となる反面、処理水の浮遊物質（suspended solids：SS）濃度が100 mg/Lを超え、処理水質悪化することが指摘されている。

$$\mathrm{SOR}\ (\mathrm{m/h}) = \frac{\text{流入下水量}\ (\mathrm{m^3/h})}{\text{終沈 水面積}\ (\mathrm{m^2})} \qquad (\mathrm{Eq.}\ 1-5)$$

上記はいずれも小規模スケールでの検討事例だが、実設備を改良した CF-AGS 技術も報告されている。Regmiら（2022）は嫌気／無酸素／好気法（A2O法）が運用されている実規模 CFAS 設備の余剰汚泥ラインに液体サイクロンを導入し、沈降速度の遅い汚泥を余剰汚泥として選択的に排出するとともに速い汚泥を反応槽に回収することで、CFAS汚泥の沈降性を改善している（SVI30：83 ± 22 mL/g）。ここでは、余剰汚泥排出量を低下させ汚泥滞留時間（sludge retention time：SRT）を12日以上とした場合に、SVIが100 mg/L以上に悪化したと報告しており、長いSRT条件での運転に課題が残されている。

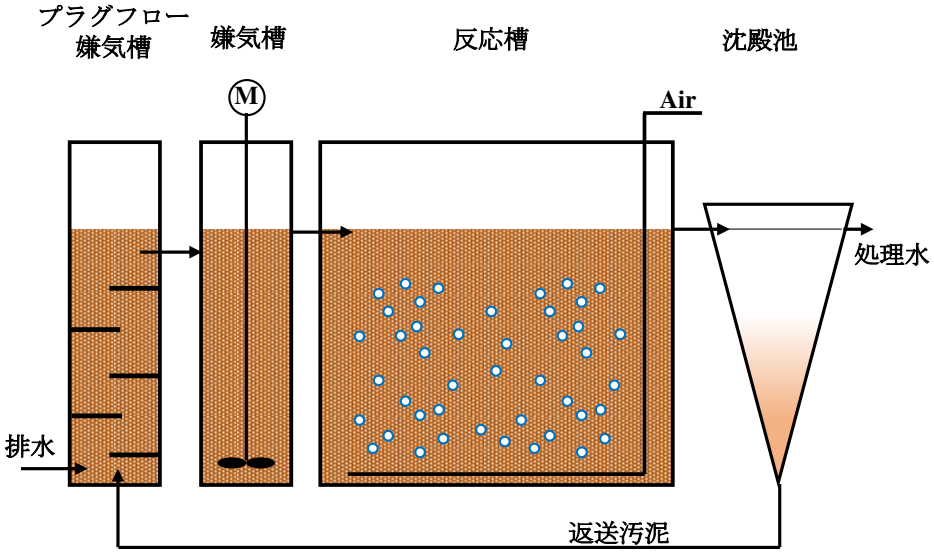


図 1-3　プラグフロー嫌気槽を導入した CF-AGS プロセス概略図
Jahn et al.（2019）をもとに作成

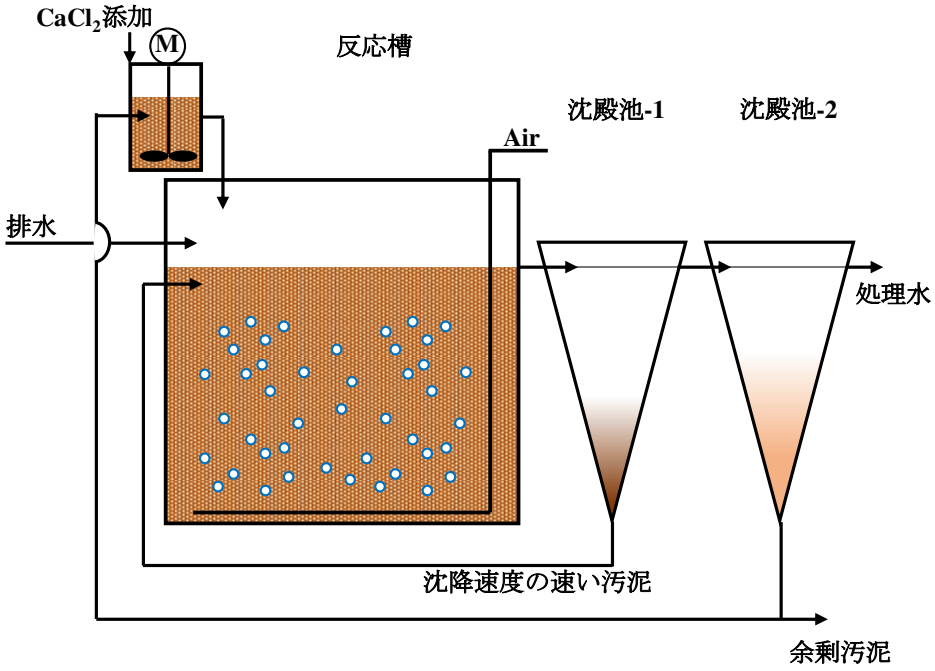


図 1-4　沈殿池直列 2 段構成を導入した CF-AGS プロセス
後段の終沈で回収された沈降速度の遅い汚泥は Ca 溶液添加によりコンディショニングされ反応槽へ返送される、Xu et al.（2020）をもとに作成

表 1-2　下水を対象とした CF-AGS 技術　（N.A.: not applicable）

| 参照 | 供試下水濃度 (mg/L) | メインストリームプロセス | スケール [a] | HRT (h) | OLR (kgCOD/m$^3$ d) | 沈降セレクション | Feast/Famine | その他AGS形成ファクター | SVI (mL/g) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Jahn et al. (2019) | COD 560 | AO [b] | V: 48 L | 17 | 0.7 | – | プラグフロー嫌気槽 | N.A. | 85 |
| Xu et al. (2020) | COD 200–400 | OD [c] | V: 140 L | 16 | 0.27–0.53 | 沈殿池2段 | N.A. | Ca [d]によるコンディショニング | 40 |
| Liu et al. (2020) | tCOD 294±76 | OD [c]-A2O [e] | V: 202 L | 10.1 | 1.05 [f] | 沈殿池2段 | N.A. | 高い曝気せん断力 | 50 |
| Sun et al. (2019) | tCOD 326±97<br>sCOD 89±20 | CAS | V: 128 L | 6.5 | 1.2 | 終沈SOR (9–9.75 m/h) | 多段反応槽 | N.A. | 60 |
| Sun et al. (2021) | tCOD 232<br>sCOD 86 | CAS | V: 128 L | 6.5 | 0.85 | 終沈SOR (9–9.75 m/h) | 多段反応槽 | N.A. | 50 |
| Regmi et al. (2022) | N.A. N.A. | A2O [e] | Full scale 6000 m$^3$/d | N.A. | N.A. | 液体サイクロン | N.A. | N.A. | 83±22 |

a　V: リアクターボリューム
b　anaerobic/oxic process（嫌気/好気法）
c　oxidation ditch process（オキシデーションディッチ法）
d　カルシウム
e　anaerobic/anoxic/oxic process（嫌気/無酸素/好気法）
f　原水に酢酸 200 mgCOD/L 相当を添加
g　conventional activated sludge process（標準活性汚泥法）

## 1.3. AGS augmentation strategyを用いた排水処理技術

AGS augmentation strategyに関する最初の学術発表はGiesenら(2016)によるものである。AGS-SBRが導入された下水処理場において、SBRから発生する余剰のAGSを、既存設備としてオキシデーションディッチ法が採用されたCFASプロセスに供給することで、100 mL/g程度であったCFAS汚泥のSVI30が60 mL/gに改善し、汚泥濃度を上昇させることができたことに加え、栄養塩除去能力の改善が確認された。CFASの機能増強が本来の目的ではなかったが、既設CFASの能力が付随的に向上するという観点で非常に興味深い発見であった。しかしながら緒論でも述べたように、当該下水処理場への流入濃度が一般的な濃度範囲よりも高く、CFASにおける詳細な運転および処理データも開示されていない。

Figdoreら（2018a, b）は、有機物および窒素、リン濃度が高い汚泥消化脱離水を使用してサイドストリームSBRで形成したAGSをメインストリームプロセスである活性汚泥法に供給することで、メインストリームプロセスでの硝化性能が改善されたという結果を得ている。メインストリームプロセスから発生する余剰汚泥内のAGSは目開き425 μmの篩により回収する操作が実施されたが、運転期間におけるAGS総量は1.7倍に増加していたことが明らかとなった。この結果はSBRで製造されたAGSがメインストリームプロセス内で増殖し得ることを示唆している。本報告のメインストリームプロセスがCFASではなく回分運転であることや、AGSの培養に使用された排水が消化脱離水であること、メインストリームプロセスへの原水に模擬下水が使用されていることなど、実用を見据えた検証の必要性が残されているものの（Figdore et al., 2018c）、AGS augmentation strategyの有用性を明確に示していると考えられる。

## 1.4. AGS技術を用いた下水の高度処理

### 1.4.1. AGSによる窒素除去

一般的に排水中の窒素成分は、好気条件下における硝化反応によってアンモニア態窒素（$NH_4$-N）から亜硝酸態窒素（$NO_2$-N）もしくは硝酸態窒素（$NO_3$-N）に酸化され、$NO_2$-Nないし$NO_3$-Nは無酸素／嫌気条件下で電子供与体と共存することで窒素ガスに還元され除去される（脱窒）。つまり、排水中の窒素成分の除去には好気条件と無酸素もしくは嫌気条件の両方が必要である。

従来から運用されている活性汚泥法では、硝化反応と脱窒反応は酸素条件の異なる別々の反応槽で行われる。一方、AGSは表面部分を好気状態に維持しつつ、内部ではAGSを構成する微生物によって酸素消費が進行し、酸素濃度の勾配が形成されるため（図1-5）、リアクターの運転条件次第では好気条件下でも硝化と脱窒反応を同時に進行することができる（Liu et al., 2008；Nancharaia and Reddy, 2018）。AGSを用いた排水処理では、この硝化脱窒

同時反応（simultaneous nitrification and denitrification：SND）の効率が窒素除去性能を決定する重要なファクターとなる。

SND に影響を及ぼす要因としては、バルク水中の DO 濃度、AGS の粒径、下水中に含まれる電子供与体の生物利用性、および微生物活性が挙げられる（Coma et al., 2012）。中でも、AGS の粒径とバルク水中の DO 濃度が SND 効率に与える影響については詳細な検討が行われている。Layer ら（2020）は都市下水を処理対象とし、AGS 内部に無酸素領域を形成するためのバルク水中 DO 濃度と AGS 粒径の関係をシミュレーションにより解析しており、粒径が 500 μm の AGS の場合 1 mg/L 以下、粒径 2000 μm の AGS の場合では 3 mg/L 以下の DO 濃度条件とすることが必要であるとしている。また、Nguyen Quoc ら（2021b）は AGS 粒径が窒素除去性能に及ぼす影響を、VFAs 模擬排水を用いて実験的に検証している。比較的粒径の大きな AGS では好気領域の減少に伴いアンモニア酸化細菌（ammonium oxidizing bacteria : AOB）の存在率が低下し硝化活性が低下することから（Nguyen Quoc et al., 2021a）、SND 効率を維持するには DO 濃度を高める必要があるとの結果を示している。一方で、基質が異なると脱窒の電子供与体としての生物利用性が変わるため、基質の種類は SND 効率と AGS 粒径および DO 濃度との関係に大きく影響することを示唆している（Layer et al., 2020）。

VFAs 模擬排水や、400 $mgCOD_{Cr}/L$ 以上の比較的有機物濃度が高い下水を処理対象とした AGS-SBR では、反応工程中の DO 濃度をおよそ 2 mg/L 程度に調整することにより SND を促進して高い窒素除去率（> 90%）が達成可能であることが明らかにされている （Pronk et al., 2015；Layer et al., 2019, 2020）。他方、Derlon ら（2016）は 300 $mgCOD_{Cr}/L$ 程度の希薄下水を処理対象とした AGS-SBR では、DO 濃度を 2 mg/L となるように制御しても有意な SND 反応は確認されなかったと報告している。これは、希薄下水で培養した AGS の粒径が小さかったことと、下水中の有機物の約 50%が生物分解性の低い固形物で構成されていたことによるものと推察している。AGS の形成は AGS 内部への易分解性有機物の浸透に影響を受けることが報告されていることから（de Kreuk and van Loosdrecht, 2004）、対象とする排水中の有機物濃度が低い場合には AGS の粒径が小さくなることは避けがたい。しかしながら、小さい粒径の AGS 内部で脱窒反応を所持させるために、DO 濃度の制御値を低下させ過ぎると、AGS 表層部における硝化反応の速度が低下し、結果として窒素の除去性能が低下することが懸念される。以上から、希薄下水処理において AGS 技術を適用し、効率的な窒素除去を可能とするためには、従来から行われているような DO 濃度一定制御では困難であり、新たな曝気制御方法の開発が求められる。近年では、希薄下水処理を対象とした AGS-SBR において SND 効率を高めるための曝気制御方法の改良についての検討も進められており、反応工程中の曝気を間欠的に行う方法（Layer et al., 2020；Huang et al., 2021）や、反応工程終了時点の $NH_4$-N 濃度に基づいて続く反応工程の曝気時間をフィードフォワード制御する方法（Chen et al., 2020b）が提案されている。

下水を対象とした CF-AGS における SND 効率の向上を目的とした曝気制御方法については、Regmi ら（2022）の研究が報告されている。この報告では、液体サイクロンを用いて余剰汚泥中の沈降速度の遅い汚泥を系外に排出する CF-AGS が採用されている。処理水中の $NH_4$-N 濃度の測定結果に基づいて DO 濃度制御値を決定する曝気制御を導入し、良好な処理水質（TN < 11 mgN/L, TP < 1 mgP/L）を達成するとともに、CFAS の曝気を DO 濃度一定制御により運転した場合と比較して 50%の曝気エネルギーを低減し得ることを示した。しかしながら、いまだ希薄下水を処理対象とした CF-AGS 技術において窒素除去性を高めることが可能な曝気制御方法に関する知見は少なく、本研究がターゲットとする AGS augmentation strategy を用いた CF-AGS も含めて窒素除去性能を高めることが可能な曝気制御方法の確立が求められる。

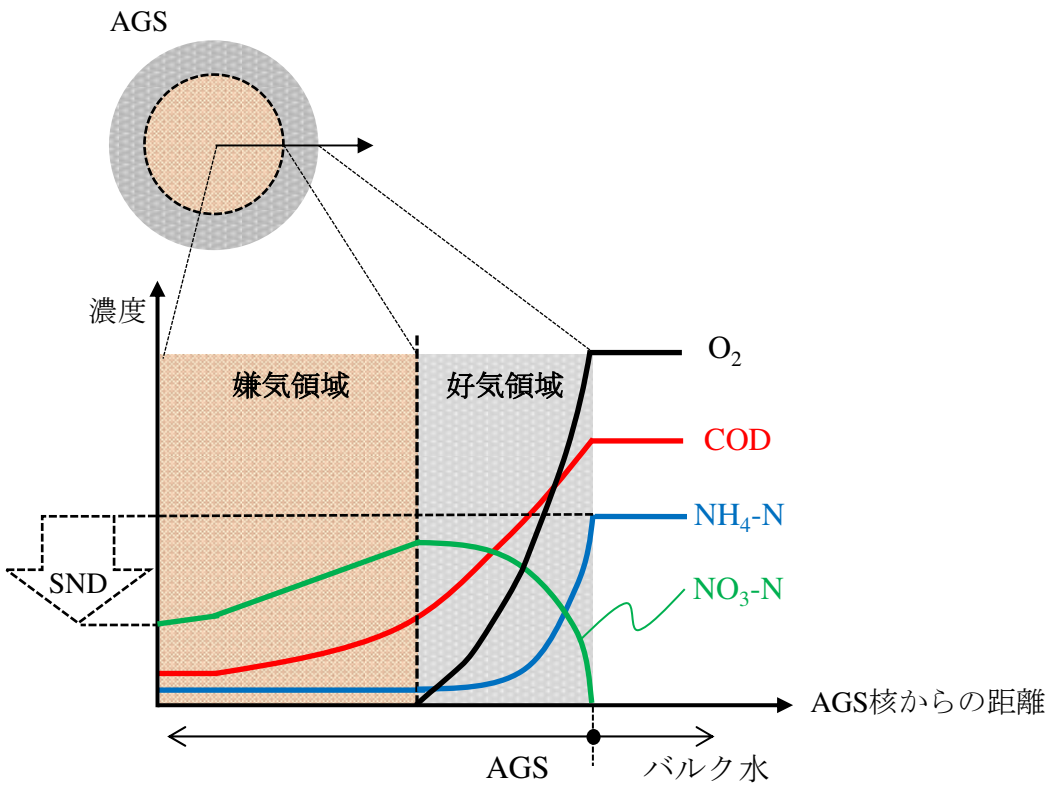


図 1-5　AGS における SND 反応の概念図
Li et al.（2008）をもとに作成

### 1.4.2. AGSによるリン除去

一般的に生物学的リン除去（enhanced biological phosphorus removal：EBPR）は、嫌気／好気を繰り返す運転により集積されるPAOに担われていると考えられる。嫌気工程では、PAOはポリリン酸を加水分解して得たエネルギーを用いて有機物を摂取し、有機物はポリヒドロキシアルカン酸（polyhydroxyalkanoate：PHA）と呼ばれるポリマーに変換され菌体内に蓄積される。続く好気条件下ではPHAを分解することでエネルギーを獲得する。このエネルギーはポリリン酸の再合成に用いられ、それにより水中のリン除去が進行する（Mino et al., 1998）。上述したように、PAOの集積がAGS形成における鍵であることが知られていることから、AGSを使用した排水処理では優れたリン除去が期待できるとも考えられ、AGS-SBR、CF-AGSの両プロセスにおいて多くの研究例が示されている（Barr et al., 2010；Pronk et al., 2015；Li et al., 2016b, 2016c, 2016d）。AGS中の固形性リン含有割合が生物膜法から採取された汚泥中よりも高いことから、AGS内部におけるpH上昇に伴うリン酸カルシウムの生成反応も部分的なリン除去に寄与していることが示唆されている（de Kreuk et al., 2005）。また、無酸素条件下でリン酸の摂取することが可能な脱窒性リン蓄積細菌がAGSを用いた高度処理において重要な役割を果たしていることも示唆されている（Gonzalez-Gil and Holliger, 2011）。

上述したように、*Ca.* Accumulibacterなどの VFAsを直接摂取するPAOがAGS形成に重要な役割を果たしているとされ、リン除去にも貢献するものと考えられているが、希薄下水を処理対象とした場合には、VFAs模擬排水を対象とした場合と比較して、AGS性状とリンの除去性能が低下することが報告されている（Layer et al. 2020）。このような課題を解決する方法として、下水の酸発酵前処理を行い基質としてVFAsをAGSに供給する方法も提案されているが（Yu et al., 2021）、前処理水槽を別途設置する必要があることが課題であると言える。

## 1.5. 要約

本章では、主に希薄下水を処理対象としたAGS技術に関する既往研究について概観することで、研究を進める上で参考となる知見をまとめるとともに、本研究の位置づけを明らかにした。

SBRを用いたAGS形成にはFill/DrawとSFD方式の2種類が適用されているが、活性汚泥を植種としてAGS形成を早期に実現するためには、高VER条件の設定が可能なSFD方式好ましいと考えられた。AGS augmentation strategyで利用されるサイドストリームSBRは、AGSの形成およびメインストリームプロセスへの供給を主目的として運転されるため、AGSの生産量を高めるためにVER条件を高く設定しOLRを高く運用する必要があるが、1.3 kgCOD/$m^3$ dよりも高いOLRでAGS形成が達成された実績はなく、高OLR条件下でも安定したAGS形成が可能なSBR運転条件の解明が必要であるといえる。

CF-AGSに関しては、AGS形成に係わるファクターを考慮した技術開発が進められているが、いまだ小型スケールでの基礎検討段階を脱していないものがほとんどであった。これは、CFASの躯体構造が複雑になるというハード面、処理水質が悪化する等のソフト面、双方の課題が残されていることが要因であると考えられ、下水処理への実導入が容易なCF-AGS技術の開発が必要であるといえる。本研究がターゲットとするAGS augmentation strategyを用いたCF-AGSは、サイドストリームSBRを設置するだけで既存のCFASの沈降性や処理性能を高めることが可能であり、既存のCFASを代替するCF-AGSとして非常に有望であると考えられる。

AGS技術においてSND効率を高め、窒素除去率を高めるにはDO濃度を2 mg/L程度に曝気制御する方法が主流である。しかし、希薄下水を処理対象としたAGSでは、AGSの粒径が小さいことや、下水中有機物の生物利用性に多大な影響を受けることなど、従来のDO濃度制御ではSND効率を高めることが困難であるという課題があるといえる。本研究がターゲットとするAGS augmentation strategyを用いたCF-AGSにおいても、SND効率と栄養塩の除去性能を高めることが可能な曝気制御方法を確立することができれば、AGS技術の適用範囲を飛躍的に拡大することが可能となると考えられる。

# 第2章　SBRにおける希薄下水を用いたAGS形成法

## 2.1.　緒言

AGS augmentation strategyにおいて、サイドストリームSBRでは安定してAGSの形成量を高める必要がある。そのためにOLRが高い条件下で安定的なAGS形成を可能とするSBRの運転条件の確立が望まれる。既往研究においては、全て処理を目的としたものであるが、SBRを1.3 kgCOD/$m^3$ d以上の高OLR下で運転してAGSを形成させた実績は見られない。そこで本章では、SBRにおける高OLR条件下でのAGSの安定的形成条件の確立を目的としたラボスケールでの検討を行った。VERを100%に高めることで1.3 kgCOD/$m^3$ d以上のOLRに設定したラボスケールSBRを用い、初期AGSの形成に与えるOLRの影響を調査するとともに、高OLR条件下における沈降工程時間の設定がAGSの性状と形成効率に与える影響を調査した。

## 2.2.　実験材料および方法

### 2.2.1.　実験現場および供試下水

実験は東京都内の下水処理場内において、室温を20℃に調整したコンテナハウス内で実施した（図2-1）。当該下水処理場では、ほぼ100%都市下水で構成される汚水を受け入れているが、処理区域の下水道管が合流式下水道であることから、下水水質および濃度は天候の影響を受けやすい。本試験では、下水処理場に流入する生下水を水処理実験用パイロットプラントの初沈で沈殿処理を施した初沈越流水をコンテナハウス内に導入し、実験用原水として使用した。表2-1にSBRの運転期間における供試下水の平均水質を示す。原水の全$COD_{Cr}$（$tCOD_{Cr}$）濃度は表1-1に示した各種既往研究と同等であり、希薄下水と言える水質であった。

### 2.2.2.　植種汚泥

SBR立上げの植種として投入した汚泥は、下水処理場内に設置された水処理実験用の標準活性汚泥法パイロットプラント（図2-1）の曝気槽から採取した。活性汚泥浮遊物質（mixed liquor suspended solids : MLSS）濃度として5000 mg/LとなるようにSBRに投入した。なお、汚泥を採取したパイロットプラントは1年以上運転されており、安定した下水の処理が行われていた。

表 2-1　供試下水水質

| 水質 | 平均 ± 標準偏差 | 最大 | 最小 |
|---|---|---|---|
| $tCOD_{Cr}$ [mg/L] | 235 ± 66 | 460 | 124 |
| $sCOD_{Cr}$ [mg/L] | 120 ± 37 | 192 | 36 |
| tBOD [mg/L] | 119 ± 39 | 226 | 43 |
| sBOD [mg/L] | 56 ± 24 | 101 | 15 |
| SS [mg/L] | 65 ± 25 | 174 | 32 |
| TN [mgN/L] | 26 ± 6.8 | 44 | 7.4 |
| $NH_4$ [mgN/L] | 19 ± 4.8 | 25 | 3.4 |

### 2.2.3.　SBR装置および運転方法

有効容積 4 L（縦 140 mm×横 70 mm×水深 408 mm）の角形水槽を 3 系列作成し、AGS 形成試験のための SBR とした。各リアクターには、原水ポンプ、SBR 内を曝気するためのエアポンプを装備し、エアーライン及び水面高さに設置された処理水口の水面高さに電動弁を設けた（図 2-2）。各機器は Programmable Logic Controller（PLC）に記憶されたプログラムにより制御し、SBR の運転サイクルは、下記の連続する 3 つの工程で構成した。

・流入工程（汚泥沈降状態における原水流入）
・反応工程（曝気による攪拌）
・沈降工程（曝気停止）

流入工程では、SBR 内でプラグフロー流が生じるよう、沈降状態にある汚泥部に向かって原水を導入した。原水の流入と同時に処理水口に設置した電動弁が開くことで、処理水が排出され、SBR 槽内の処理水が原水に置換される。流入工程原水ポンプ流量は 326 mL/min とし（流入 LV：2 m/h）、流入工程時間を 12.3 min とすることで 1 サイクル当たりの流入水量を 4 L（VER：100%）とした。なお、本流入 LV 条件は下記に記す理由により設定した。
① より低い流入 LV 条件では、100%という高い VER で運用するために流入工程時間が長くなり、高い OLR での運転が容易ではない。
② より高い LV 設定には巨大な原水供給ポンプが必要になる、SBR の形状を塔型の特殊な躯体構造にする必要があるなど、実用の上でハード面の課題がある。

反応工程に移行すると、原水の導入が停止し、それと同時にエアーラインに設置した電動弁が開くことで曝気が開始される。曝気風量は 2–3 L/min に調整し（SAV：0.34–0.50 cm/sec）、SBR 槽内の DO 濃度は特に制御しなかったため、反応工程中の DO 濃度は工程開始時点から工程終了時にかけて 0 mg/L から飽和濃度にまで徐々に上昇した。pH の制御も行っておらず、6.8-7.8 で推移した。

沈降工程では、エアーラインに設置された電動弁が閉じることで曝気が停止され、SBR 槽内汚泥を静置沈降させた。

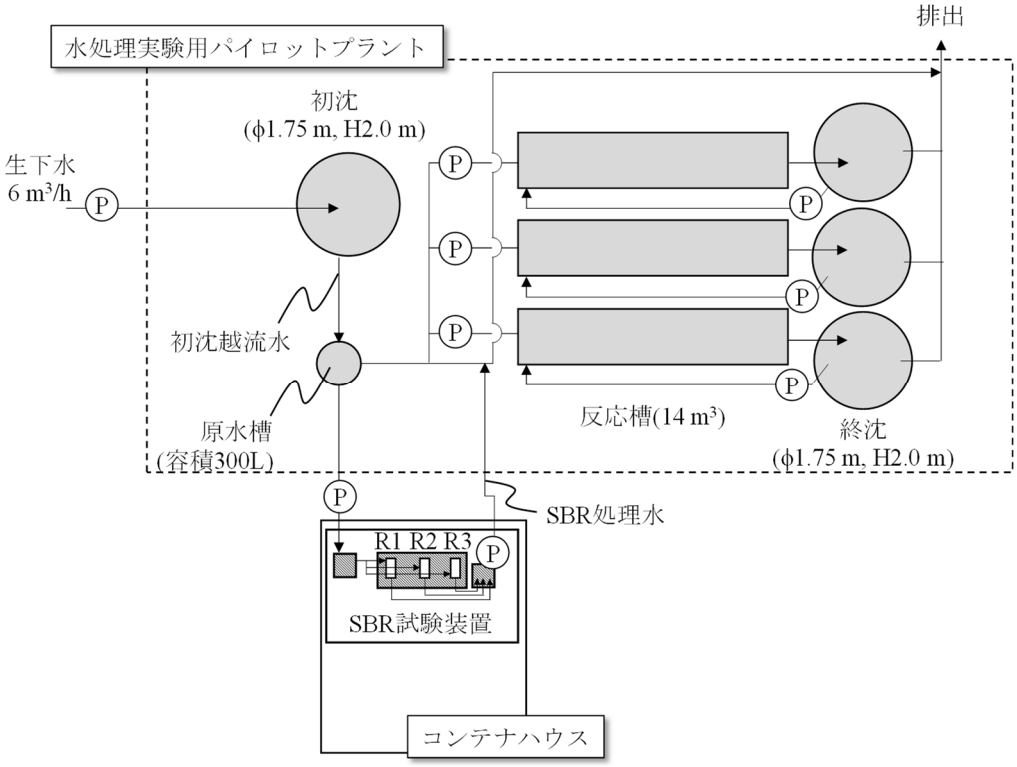


図 2-1　下水処理場内に設置された実験用パイロットプラントとコンテナハウス
SBR 装置はコンテナハウス内に設置

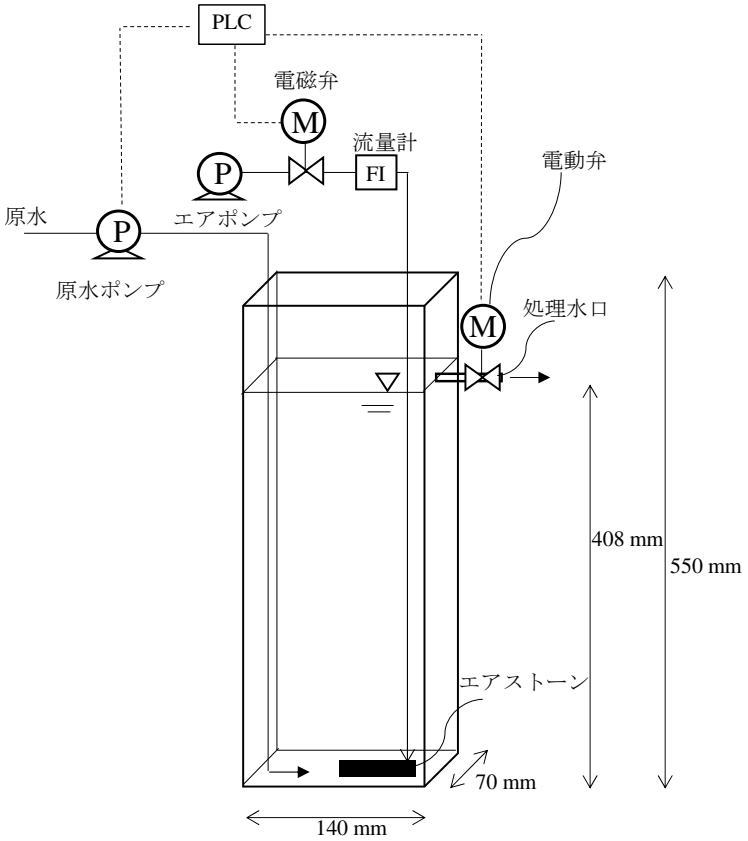


図 2-2 ラボスケール SFD-SBR 装置の概略図

### 2.2.4. SBR 運転条件

3 系列の SBR はそれぞれ R1、R2、R3 と称し、それぞれ異なる条件で運転した。SBR の運転期間は、Phase I（活性汚泥からの AGS 形成期）と Phase II（AGS 安定形成期）で構成した。Phase I（0–40 d）では、3 系列において異なる反応工程時間に設定した（表 2-2）。R1 の OLR は既往研究と同等レベルであったが（1.3 kgtCOD$_{Cr}$/m$^3$ d）、R2 および R3 はそれよりも高い OLR 条件であった（1.7、2 kgtCOD$_{Cr}$/m$^3$ d）（表 2-3）。沈降工程時間は各 SBR で同じ条件としたが、処理水への SS ウォッシュアウトを抑制することを目的として運転開始時の汚泥沈静工程時間を長く設定し（40 min）、段階的に沈降工程時間を短縮させた。

AGS 形成を確認した 41 日目以降の Phase II では、高 OLR 条件下における沈降工程時間の影響を調査した。R1 の反応工程時間は Phase I から変更せずに同じ条件を維持し、R2 の反応工程時間を R3 と同条件に短縮し、OLR を R3 と同程度まで高めた（表 2-3）。R1、R2 の沈降工程時間は、SBR 内汚泥の自由沈降が十分に完了するのに必要な 10 min に設定したが、R3 では沈降セレクション効果を高めるために、沈降工程時間を 3–4 min に設定し、SBR

内汚泥がブランケットを形成せずに自由沈降状態で原水流入が開始するようにした。

SBRで形成した余剰のAGSの引き抜きは曝気による完全混合状態で手動にて実施し、余剰汚泥引き抜きによる沈降セレクション効果は働かないようにした。各SBRにおける余剰汚泥量は、処理水中のSS濃度とSBR内の汚泥濃度を監視しながら調整を行い、いずれのSBRにおいてもSRTが9–11日となるよう運転した。

表2-2　SBRのサイクル設定

| Phase | 経過日数 [d] | R1 流入 [min] | R1 反応 [min] | R1 沈降 [min] | R2 流入 [min] | R2 反応 [min] | R2 沈降 [min] | R3 流入 [min] | R3 反応 [min] | R3 沈降 [min] |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | 1-13 | 12.3 | 256 | 40 | 12.3 | 185 | 40 | 12.3 | 154 | 40 |
| I | 14-26 | | | 20 | | | 20 | | | 20 |
| | 27-40 | | | 15 | | | 15 | | | 15 |
| II | 41-80 | 12.3 | 256 | 10 | 12.3 | 150-160 | 10 | 12.3 | 154 | 3-4 |

表2-3　各SBRのOLR条件（平均値 ± 標準偏差）

| Phase | パラメータ | R1 | R2 | R3 |
|---|---|---|---|---|
| I | $tCOD_{Cr}$容積負荷 [kg/m$^3$ d] | 1.3 ± 0.4 | 1.7 ± 0.5 | 2.0 ± 0.6 |
| | $sCOD_{Cr}$容積負荷 [kg/m$^3$ d] | 0.6 ± 0.2 | 0.8 ± 0.2 | 0.9 ± 0.3 |
| | tBOD容積負荷 [kg/m$^3$ d] | 0.7 ± 0.2 | 1.0 ± 0.3 | 1.1 ± 0.3 |
| | sBOD容積負荷 [kg/m$^3$ d] | 0.3 ± 0.1 | 0.4 ± 0.1 | 0.5 ± 0.1 |
| II | $tCOD_{Cr}$容積負荷 [kg/m$^3$ d] | 1.0 ± 0.2 | 1.6 ± 0.4 | 1.8 ± 0.4 |
| | $sCOD_{Cr}$容積負荷 [kg/m$^3$ d] | 0.6 ± 0.2 | 0.9 ± 0.3 | 1.0 ± 0.2 |
| | tBOD容積負荷 [kg/m$^3$ d] | 0.5 ± 0.2 | 0.8 ± 0.3 | 1.0 ± 0.2 |
| | sBOD容積負荷 [kg/m$^3$ d] | 0.2 ± 0.1 | 0.4 ± 0.1 | 0.5 ± 0.1 |

### 2.2.5.　分析

生物化学的酸素要求量（biochemical oxygen demand：BOD）、全窒素（total nitrogen：TN）、$NH_4$-N、SS、MLSS濃度、SVIの分析はいずれもStandard methods（APHA/AWWA/WEF, 2012）に準じて行った。SVIは1 L容メスシリンダーを用いて沈降開始5分後と30分後について測定した汚泥容量（%）とMLSS濃度をもとに算出し、それぞれSVI5およびSVI30と表記した。$COD_{Cr}$濃度はCOD測定キット（MD200 VARIO COD；Tintometer, Wiltshire, UK）と吸光度計（DR2010；Hach Co., Loveland, CO, USA）を用い、光化学的分析法により測定した。溶解性サンプルはNo. 5C種ろ紙（Toyo Roshi Co., Tokyo, Japan）を用いたろ過により得た。

汚泥の粒度分布の測定には、粒径が 0.01–3500 μm の範囲の粒子径存在割合を測定可能なレーザー回折式粒度分布計（Mastersizer3000 ; Malvern Panalytical, Worcestershire, UK）を用いた。粒度分布計を用いた測定結果から、211 μm 以上の粒径を有する体積頻度割合を本研究における AGS fraction（%）とした。汚泥観察には、デジタルマイクロスコープ（VHX-1000 ; Keyence, Osaka, Japan）を用いた。

### 2.2.6.　計算

**（１）SRT　(d)**

SBR 運転期間における平均 SRT は Eq. 2-1 を用いて計算した（Chen et al., 2020a）。

$$\mathrm{SRT\ (d)} = \frac{\mathrm{MLSS} \times \mathrm{V_r}}{\mathrm{SS_{eff}} \times \mathrm{Q_{eff}} + \mathrm{MLSS} \times \mathrm{Q_w}} \qquad (\mathrm{Eq.}\ 2-1)$$

- ✓ MLSS：汚泥濃度（gSS/L）
- ✓ Vr：SBR 容積（L）
- ✓ $SS_{eff}$：処理水中 SS 濃度（gSS/L）
- ✓ $Q_{eff}$：処理水流量（L/d）
- ✓ $Q_w$：余剰汚泥流量（L/d）

**（２）基質消費率　(%)**

SBR から排出される処理水中に含まれる固形分の大部分はバイオマス由来であるとして、各基質の消費率(%)は Eq. 2-2 を用いて計算した。

$$\text{基質消費率 (\%)} = \frac{\mathrm{tS_{inf}} - \mathrm{sS_{eff}}}{\mathrm{tS_{inf}}} \times 100 \qquad (\mathrm{Eq.}\ 2-2)$$

- ✓ $tS_{inf}$：原水中の基質全濃度（mg/L）
- ✓ $sS_{eff}$：処理水中の基質溶解性濃度（mg/L）

**（３）汚泥生成効率　(%)**

AGS 生産効率を把握するために、SBR の安定運転期間である Phase II を対象としてリアクターの有機物負荷量に対する発生汚泥量の比（$P_T$）、リアクターの有機物負荷量に対する余剰汚泥量の比（$P_w$）、リアクターの有機物負荷量に対する余剰汚泥中の AGS 量の比（$P_A$）、それぞれについて Eqs. 2-3、2-4、2-5 により求めた。

$$P_T = \frac{\sum(\mathrm{Q_W} \times \mathrm{MLSS}) + \mathrm{SS_{eff,ave,PhaseII}} \times \mathrm{Q_{Teff}}}{\mathrm{OLR_{ave.,PhaseII}} \times \mathrm{V_r} \times \mathrm{T_{PhaseII}}} \qquad (\mathrm{Eq.}\ 2-3)$$

$$P_w = \frac{\sum(\mathrm{Q_W} \times \mathrm{MLSS})}{\mathrm{OLR_{ave.PhaseII}} \times \mathrm{V_r} \times \mathrm{T_{PhaseII}}} \qquad (\mathrm{Eq.}\ 2-4)$$

$$P_A = P_W \times \mathrm{F_{AGS}} \qquad (\mathrm{Eq.}\ 2-5)$$

- ✓ $OLR_{ave., PhaseII}$: Phase II における平均 $tCOD_{Cr}$ 容積負荷　（$kgtCOD_{Cr}/m^3$ d）
- ✓ $T_{PhaseII}$: PhaseII の運転期間　（d）
- ✓ $SS_{eff, ave., PhaseII}$: PhaseII における処理水中 SS 濃度　（gSS/L）
- ✓ $Q_{Teff}$: Phase II における全処理水量　（L）
- ✓ $F_{AGS}$: AGS fraction　（%：運転 65 日目の値を使用）

## 2.3.　実験結果および考察

### 2.3.1.　OLR が SBR 立上時の AGS 形成に与える影響　（Phase Ⅰ）

運転開始時の R1、R2、R3 における SVI30 はそれぞれ 141、135、124 mL/g であり、植種は一般的な沈降性能を有する活性汚泥であった。運転開始約 1 週間後から各 SBR の SVI30 が低下し始め、13 日目における R1–R3 の SVI30 はそれぞれ 78、76、89 mL/g に到達した（図 2-3A）。R1 および R2 では、R3 と比較して短期間で SVI30 < 80 mL/g の良好な沈降性能を有する汚泥を形成することが確認された。希薄下水を対象とした AGS-SBR に関する先行研究では AGS 形成が進行すると SVI30 が 80 mL/g 以下となることが報告されており（Derlon et al., 2016; Layer et al., 2019）、R1、R2 は R3 と比較して短期間でグラニュール化が進行したことが示唆された。沈降工程時間を 40 min から 15 min にまで段階的に短縮した後、27–40 日目の R1、R2、R3 の SVI30 はそれぞれ 49 ± 2、48 ± 3、54 ± 4 mL/g で推移し、いずれのリアクターでも良好な沈降性を維持した。また、粒度分布分析から、Phase I 終了直後（41 日目）の AGS fraction はすべての SBR で 68–71%となっていたことが明らかとなった（図 2-4）。SVI30 と AGS fraction の測定結果は、先行研究で示された結果（表 1-1）と遜色のないものであり、本研究における SFD-SBR では約 40 日という短期間で AGS 形成が行われたことになる。希薄下水を対象として AGS 形成を試みた先行研究では、Fill/Draw タイプの SBR では VER を段階的に高める操作を実施したために AGS 形成に約 1 年を要したと報告されている（Ni et al., 2009）。また、SFD-SBR を使用した場合、低い VER 条件（50%）では AGS 形成に数か月を要したが（Derlon et al., 2016）、VER が 90%という高い条件下では約 50 日での AGS 形成が可能（Wang et al., 2018）であることが報告されている。本研究で得られた 40 日という AGS 形成までの期間は、希薄下水を対象とした AGS-SBR の既往研究の中で最も短い期間であることから、SFD-SBR を用いて運転初期から VER を高く（100%）設定することが早期の AGS 形成に有効であることが示唆された。

R3 の処理水 SS 濃度（44 ± 29 mg/L）は、R1（38 ± 11 mg/L）、R2（34 ± 13 mg/L）と比較すると僅かに高く推移したが、Phase I の期間中はほぼ同等のレベルであった（図 2-5B）。ま

たMLSS濃度はR1（3800 ± 580 mg/L）< R2（4500 ± 570 mg/L）< R3（6200 ± 710 mg/L）の順で高くなる傾向が示された（図2-5A）。いずれのSBRも同等のSRTで運転されたことから、MLSS濃度の差はOLRの違いよるものと考えられた。Fill/Draw方式のAGS-SBRに関する既往研究では、沈降時間を短く設定することでSBRの運転初期に処理水SSの排出量が大きくなり、MLSS濃度が一時的に低下することが報告されている（Kishida et al., 2006）。Phase Iでは、いずれのSBRにおいても流入工程中のスラッジブランケット高さが変動することはなく、処理水SS濃度もMLSS濃度が低下する程のレベルに上昇することはなかったことから、Phase Iの原水流入条件（流入LV条件：2m/h；沈降工程時間：15–40 min）による沈降セレクションは効果的ではなかったことが推察された。Wangら（2018）は、OLRを1.3 $kgCOD_{Cr}/m^3$ dに高めたSFD-SBRにおいてAGSの形成に成功しているが、処理水SSの大量ウォッシュアウトにより汚泥沈降性が不安定となり、汚泥沈降性の安定化にはOLRを0.5 $kgCOD_{Cr}/m^3$ dにまで低減する必要があったと報告している。一方、本研究のSBRでは処理水SS濃度、MLSS濃度、SVI30がいずれも安定していたことから、高OLR条件下（≥ 1.3 $kgtCOD_{Cr}/m^3$ d）ではSSのウォッシュアウトが起こらない程度の沈降工程時間設定とすることがAGSの性状安定化に重要であると考えられた。

Phase I後半期（26-40日目）における各SBRのSVI30は同等であったが、汚泥の初期沈降性能の指標となるSVI5はR1（88 ± 3 mL/g）< R2（94 ± 7 mL/g）< R3（119 ± 9 mL/g）となる傾向を示し、特にR3がR1、R2と比較して高かった（図2-3B）。この結果は、OLRが高い条件程SVI5が高くなることを示している。マイクロスコープによる観察では、R1と比較してR2、R3でAGS以外のフロックや糸状性細菌が多く観察された（図2-6B, C, D）。特にR3は糸状性細菌の量が多く、その影響によりSVI5が高くなったと考えられた。以上の結果から、OLRを高くすると形成されるAGSの性状が悪化する傾向が明らかとなり、特に2 $kgtCOD_{Cr}/m^3$ d程度のOLR条件では汚泥の沈降性が不安定となることが示唆された。

### 2.3.2.　高OLR条件下において沈降工程時間がAGSの安定性に与える影響　(Phase II)

Phase IIでは、沈降工程時間をR1とR2では10 min、R3では3–4 minと設定するとともに、R2のOLRをR3と同等にまで高めることで、高OLR条件下でのAGS形成に及ぼす沈降工程時間の影響を調査した。なお、Phase IIでは原水の$tCOD_{Cr}$濃度がPhase Iと比較して低く推移したため（Phase I：260 ± 66 mg/L, Phase II：210 ± 47 mg/L）、Phase IIのOLRはPhase Iと比較して低下した（表2-3）。

OLRが相対的に低く（1 $kgtCOD_{Cr}/m^3$ d）、沈降工程時間が10 minの条件で運用したR1では、SVI30（49 ± 4 mL/g）、SVI5（88 ± 3 mL/g）とも低い状態を維持した。R2のSVI30も良好に維持された（58 ± 7 mL/g）。一方、SVI5は47日目まではR1と同等で維持されたが、その後徐々に上昇する傾向となり、72日目に135 mL/gとなった。R3では、SVI30、SVI5ともに顕著に上昇し、72日目にはそれぞれ108、176 mL/gとなった。また、R1およびR2の流

入工程中におけるスラッジブランケット高さは、変動することなく低く維持されていた。一方、沈降工程時間を 3–4 min と短く設定した R3 では、流入工程始時にはスラッジブランケットが十分に形成されていなかったため、原水の流入と同時にブランケットが SBR 内で流動と膨張を起こした。その結果、50 日目以降において汚泥のウォッシュアウトが起こり、処理水 SS 濃度の大幅な上昇が見られた（図 2-5B）。50 日目以降、SVI30 および SVI5 の悪化が顕著であり、実験系の維持が困難であったため、R3 の運転を 72 日目に停止させた。以上の結果から、高 OLR 条件下で汚泥沈降性を安定的に維持するには、汚泥沈降工程時間を長く維持ことが好ましいことが示唆された。

R1 における 65 日目の AGS fraction は 59%であり、41 日目（68%）と比較して低下した。他方、高 OLR 条件で運転した R2 および R3 の AGS fraction はそれぞれ 67、70%と高いレベルを維持した（図 2-4）。つまり、沈降性能は R1 が優れているが、AGS の粒径は R2 および R3 のほうが大きくなる結果が得られた。マイクロスコープによる汚泥観察からは、粒径が小さいが表面がスムーズで密度の高い AGS が R1 で多く観察されたが（図 2-6E）、R2 では AGS とフロック汚泥が混在していた（図 2-6F）。また、R3 では、糸状性細菌が AGS 表面に増殖しており（図 2-6G）、汚泥沈降性悪化の要因となっていたことが推察された。

活性汚泥中に出現する糸状性細菌類は、DO 濃度や基質濃度に対する最大比増殖速度と半飽和定がフロックを形成する細菌と比較して低いことが知られている（Chudoba, 1985）。そのため、バルク水中の基質濃度が低下したり、DO 濃度が微好気状態にまで低下すると、糸状性細菌の増殖速度がフロックを形成する細菌よりも相対的に速くなる（Liu and Liu, 2006）。R3 の運転では、流入工程中におけるスラッジブランケットが膨張し、またブランケット上部では汚泥が流動を起こしていた。原水を SBR 底部からプラグフロー流が起こるように導入し、1 回のサイクルにおける VER を 100%で運用していたことから、流入工程中は反応槽内の縦方向に基質の濃度勾配が形成されるとともに、SBR の上部付近の DO 濃度は低下していたことが推察された。そのため、SBR 上部にて流動していた汚泥が微好気状態で低濃度の基質に晒されることで糸状性細菌の増殖を引き起こし、AGS 汚泥沈降性の不安定性を招いたものと推察された。一方で、流入工程中のスラッジブランケットが低く維持されていた R1、R2 では、SBR 底部に濃縮した汚泥と SBR 底部に導入される原水が嫌気雰囲気下で効率的に接触することで、糸状性細菌の顕著な増殖を抑制することができていたと考えられた。以上から、SFD-SBR で形成される AGS の汚泥沈降性を安定的に維持するためには、沈降工程時間を短くして沈降速度の遅い汚泥を系外に排出するよりも、沈降工程時間を長くしたり、もしくは MLSS 濃度を低く維持するなどにより、流入工程中のスラッジブランケット高さを低く維持できるような運転を行うことが重要であることが示唆された。

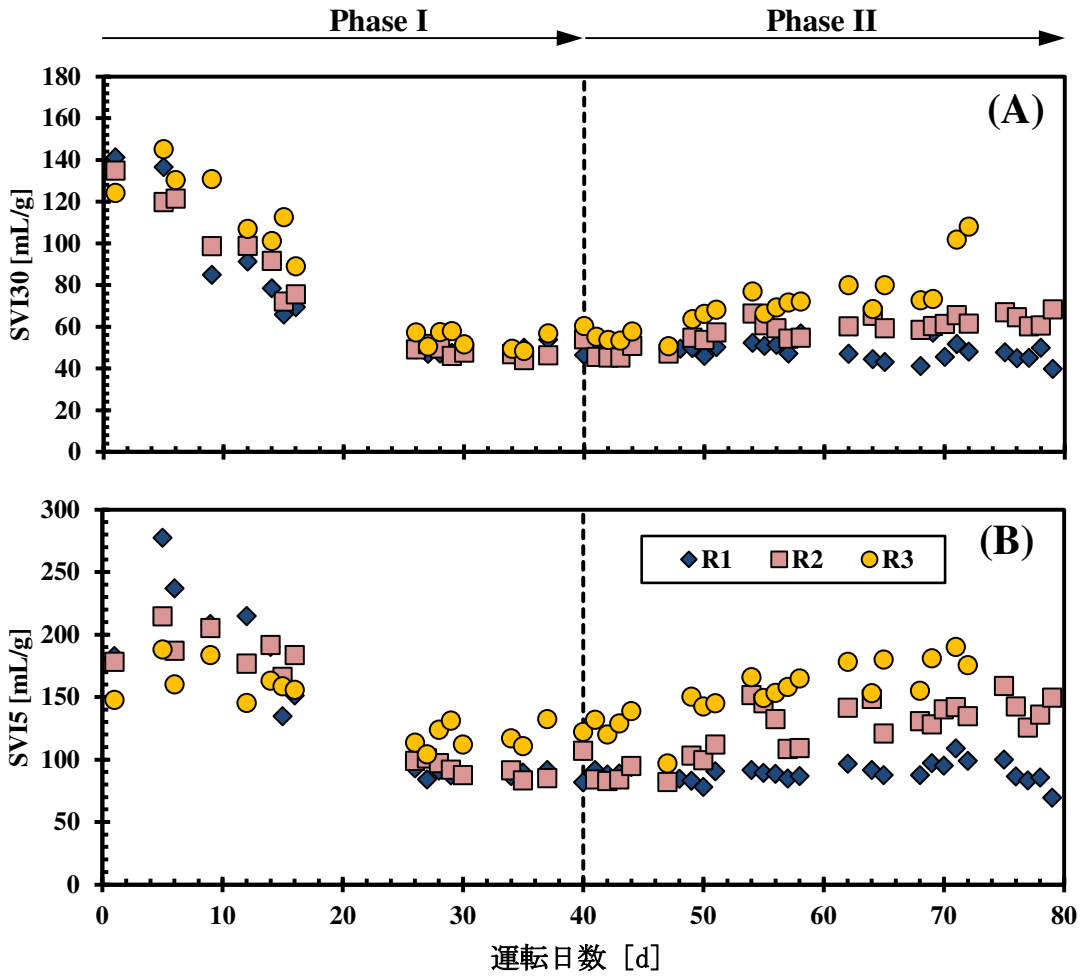


図 2-3　SBR 汚泥の SVI30（A）、SVI5（B）の推移

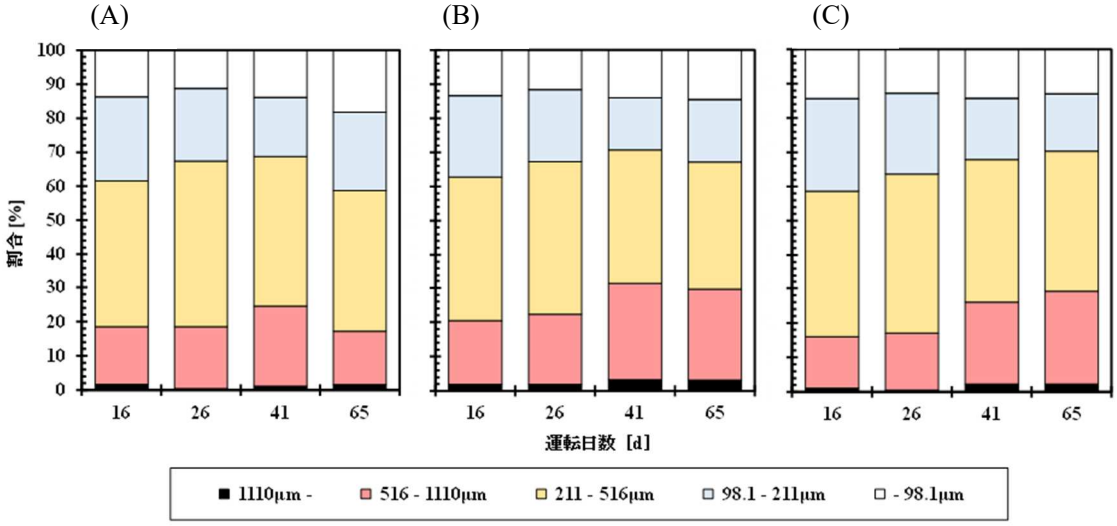


図 2-4　SBR 汚泥の粒度分布推移

（A）R1、（B）R2、（C）R3

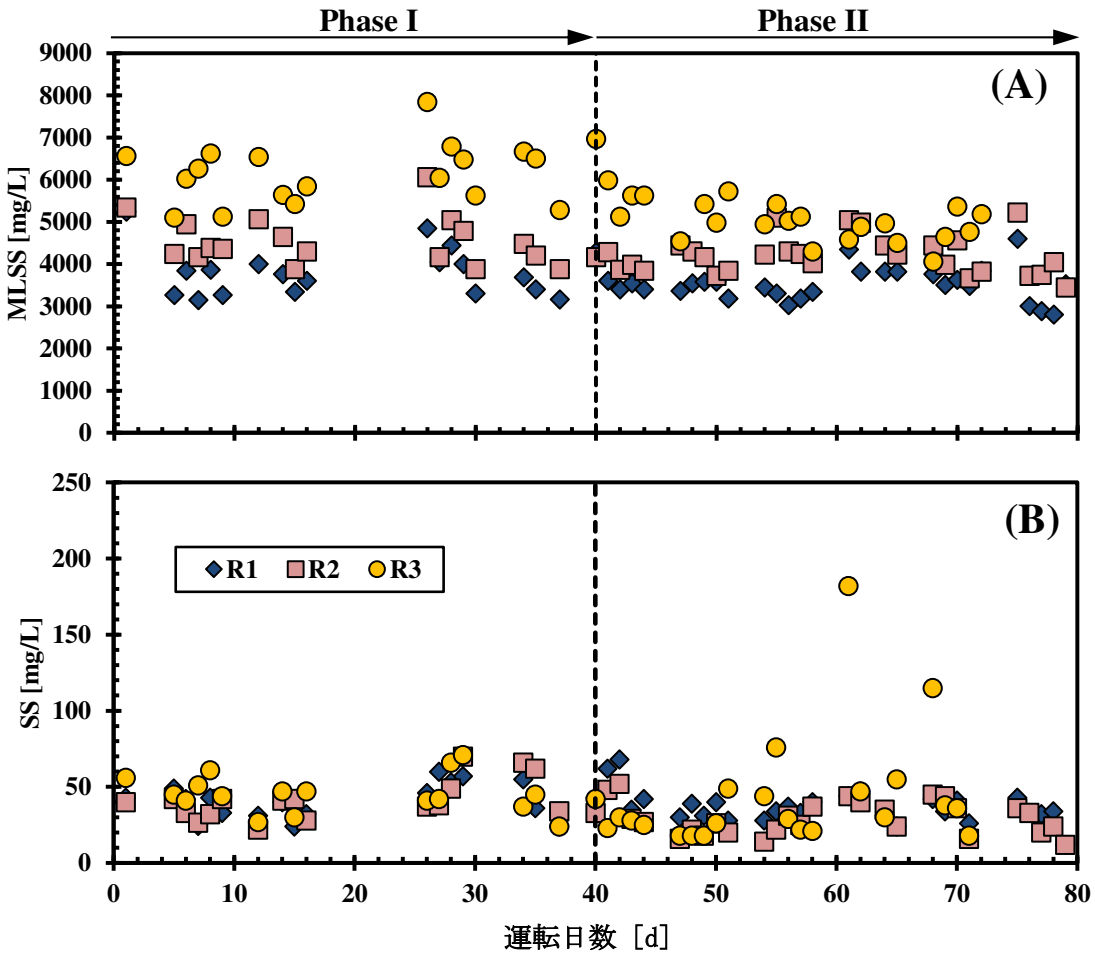


図 2-5　SBR の MLSS 濃度（A）および処理水 SS 濃度（B）の推移

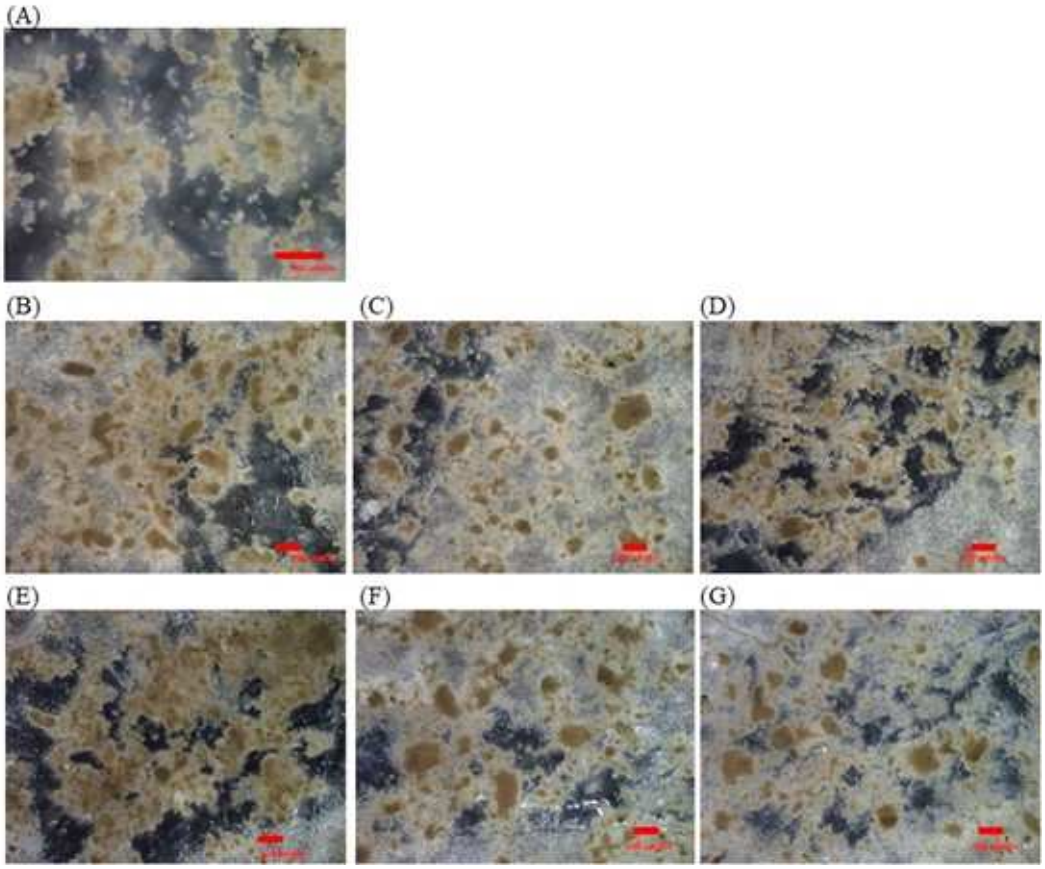


図 2-6　SBR 汚泥のマイクロスコープ写真
（A）植種汚泥、（B–D）41 日目の R1–R3、（E–G）運転終了時点の R1–R3
赤いバーは 500 μm を示す

### 2.3.3.　SBR における基質の消費

図 2-7 に Phase II における各基質の消費率の結果を示す。$COD_{Cr}$ の平均消費率はいずれの SBR においても 80%であり、運転条件の違いによらず良好な消費率であった。また、生物分解性有機物である BOD の消費率も SBR によらず 90%と高く維持されていた。SFD-SBR において 100%という高い VER 条件で運転すると基質のショートパスが生じ、基質の消費率が低くなることで効率的な AGS 形成に悪影響を及ぼすことが懸念される。しかし、有機物、特に BOD の消費比率が高く維持されていたことから、流入工程中に甚大な基質のショートパスは起こっていなかったことが確認された。

R1–R3 の窒素消費率はそれぞれ 23、31、29%であり、R2 と R3 のほうがわずかに窒素の消費率が高い傾向が示された。菌体合成に伴う有機物あたりの窒素除去割合として一般的な値 0.025 $gN/gCOD_{Cr}$（Chen et al., 2020a）を用いて計算すると、各 SBR において、菌体合成に伴う窒素除去率は 18–19%と計算されることから、SFD-SBR における窒素除去は主に菌体合成に起因したものと考えられた。また R2 および R3 では部分的な脱窒反応が窒素消費

に寄与していたことが推察された。SFD-SBR における脱窒には、流入工程中の嫌気条件下での反応と、反応工程中における SND 反応のいずれかが寄与するが、本ラボスケール SFD-SBR では流入工程時間が 12.3 min と短いことと、反応工程中の SBR 槽内 DO 濃度を制御しなかったことから、脱窒が生じにくく窒素消費率が低かった要因となったと考えれらた。先行研究では、固形物を含む排水を処理対象とした SBR において嫌気的な反応が AGS 形成に重要であることが指摘されているが（Wagner et al., 2015）、本研究では窒素の消費率の低い R1 において最も SVI が低く、高密度な AGS が形成されていたことから、脱窒反応は必ずしも AGS の安定形成に必要ではないことが推察された。

### 2.3.4.　AGS 形成効率

図 2-8 に Phase II における各 SBR の汚泥生成効率の算出結果を示す。$tCOD_{Cr}$ 負荷に対する SS 生成量の比（$P_T$）は 0.31–0.36 kgSS/kgt$COD_{Cr}$ であり、R3 が R1 および R2 と比較してわずかに低い結果であった。一方、$tCOD_{Cr}$ 負荷に対する余剰汚泥量（$P_W$）および AGS 生成量（$P_A$）はいずれも、R2 が最も高かった。この結果は R2 の運転条件が最も AGS を効率的に形成できていたことを示している。また、R1 の運転条件では最も沈降性に優れる AGS 汚泥の形成が可能であったが、OLR が低く AGS の形成効率も R2 より低かったことから、AGS augmentation strategy におけるメインストリームプロセスへの AGS 供給量の観点では R1 よりも R2 のほうが優れていることが明らかとなった。R3 では OLR を高めていたことから SS の発生量が高まることが予想されたが、処理水中への SS の流出量が多かったことから、効率的な AGS 形成ができなかったと推察された。

文献検索の範囲では、希薄下水を対象とした AGS-SBR における AGS 形成効率に関する知見は見られないが、一般的な SBR において有機物負荷に対する SS 生成効率は 0.3 gSS/gCOD と報告されている（Li and Li, 2009）。また、酢酸ベースの模擬排水を対象とし、Fill/Draw 方式の SBR において沈降セレクションを高めることで AGS 形成を試みた先行研究では、AGS とフロック汚泥の生成効率はそれぞれ 0.1、0.38 gSS/gCOD であったことが報告されている（Liu and Tay, 2012）。また、$P_T$ 値と $COD_{Cr}$ 消費率（図 2-7）から推算される見かけの汚泥生成効率（$Y_{obs}$）は、0.38–0.43 kgSS/kgt$COD_{Cr}$ であり、この値は既往研究で報告されている活性汚泥の生成効率と同等であった。他方、R1–R3 の $P_A$ 値と $COD_{Cr}$ 消費率から推算される AGS の $Y_{obs}$ はそれぞれ 0.13、0.17、0.10 kgSS/kgt$COD_{Cr}$ であり、R2 の AGS 形成効率は、沈降セレクション操作によって AGS 形成を試みた R3 や Liu と Tay（2012）の報告と比較して高い結果であった。以上の結果から、沈降工程時間を短く設定し、沈降速度の遅い汚泥を系外に排出する SBR 運転方法では、AGS の形成効率が低下することが明らかとなった。また、高 OLR 条件で SFD-SBR を運転する際には、流入工程中にスラッジブランケットを低く維持可能な沈降工程時間と流入 LV 設定とすることが、良好な性状の AGS を効率的に形成する上で重要であることが示唆された。

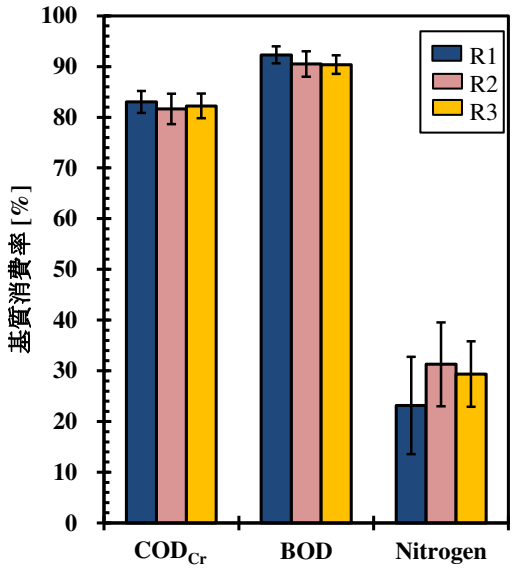


図 2-7　Phase II における各 SBR の基質消費率
エラーバーは標準偏差を示す

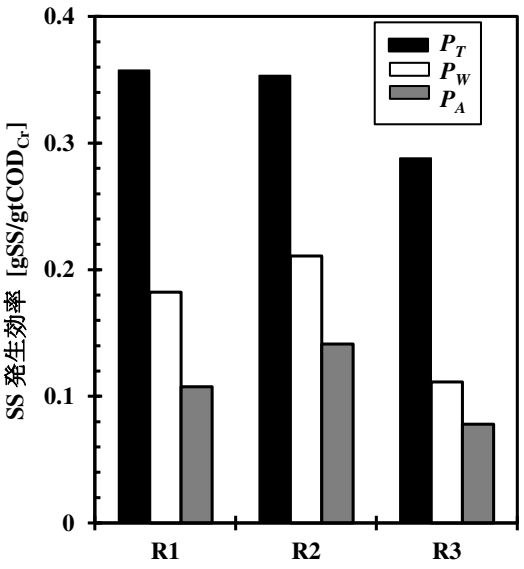


図 2-8　Phase II における各 SBR の
SS 発生効率

## 2.4.　要約

本章では、サイドストリーム SBR における AGS の安定的な形成条件の確立を目的としたラボスケール試験を行った。

3 系列の SFD-SBR において VER を 100%に高めることで OLR を 1.3 kgtCOD/$m^3$ d 以上の高値に設定した運転を実施し、約 40 日での AGS 形成に成功した。これは希薄下水を対象とした既往研究の中でも最も短い AGS 形成期間であり、高 VER による高 OLR 運転が早期 AGS 形成に有効であることが明らかとなった。一方、OLR が高くなると汚泥沈降性が不安定となる傾向が見られたが、沈降工程時間を長く設定し、処理水 SS の流出量を抑制した SBR では、AGS の性状を安定化するとともに、有機物負荷量に対する AGS の生成効率も高まる結果が得られた。このことから、高 OLR 条件で SFD-SBR を運転する際には、流入工程中のスラッジブランケットを低く維持することが可能な沈降工程時間と流入 LV 設定とすることが、良好な性状の AGS を効率的に形成する上で重要であることが示された。

# 第3章　AGS augmentation strategyによる希薄下水処理のパイロット実証

## 3.1.　緒言

第3章では、AGS augmentation strategyを用いたCF-AGSの希薄下水処理への適用性の検証について、パイロットスケールプラントを用いて行った。はじめに、第2章でラボスケールにて確立したSBRの運転方法に基づいてパイロットスケールのSFD-SBRの運転を開始し、AGS形成に与えるリアクターのスケールアップ影響を評価した。またSFD-SBRにおける更なるAGS形成の安定化および効率化を目指し、新しい運転サイクルの条件を提案し、その実証を行った。SFD-SBRでのAGS形成を確認後、メインストリームプロセスとして活性汚泥プラントを立上げ、SFD-SBRで形成したAGSをメインストリームプロセスに供給するAGS augmentation strategyの実証を開始した。実証試験においては、メインストリームプロセスのHRTを段階的に短縮した条件で運転を行い、主に汚泥性状と下水の処理性について評価した。

## 3.2.　実験材料および方法

### 3.2.1.　実験現場および供試下水

パイロットスケールプラントは、第2章で記載した東京都内の下水処理場に設置した。2.2.1と同様の初沈越流水、もしくは下水処理場の初沈越流水渠から汲み上げたものを処理対象とする原水として使用した（詳細については後述）。

### 3.2.2.　植種汚泥

パイロットスケールプラントの立上げの植種として投入した汚泥は、下水処理場の実設備（標準活性汚泥法）の曝気槽末端から採取した。

### 3.2.3.　パイロットスケールプラント

実証試験に用いたパイロットスケールプラントは、AGS形成および供給を主な目的としたサイドストリームSBR（pilot-scale SBR：PSBR）と、下水の処理を目的としたメインストリームプロセスで構成した(図3-1、3-2)。メインストリームプロセスは反応槽（以下、メインストリーム反応槽）と終沈とで構成される活性汚泥プロセスを用いた。原水はパイロットスケールプラントで使用するよりも多い水量が原水貯留槽へと連続的に流入し、原水貯留槽からP1ポンプによりPSBRへ、また、P2ポンプによりメインストリーム反応槽へそれぞれ導入した。余剰分の原水は原水貯留槽のオーバーフローラインから系外へと排出した。

PSBR から排出される処理水および余剰汚泥は PSBR の処理水排出用電動バルブ（MV）を通して、メインストリーム反応槽に導入した。

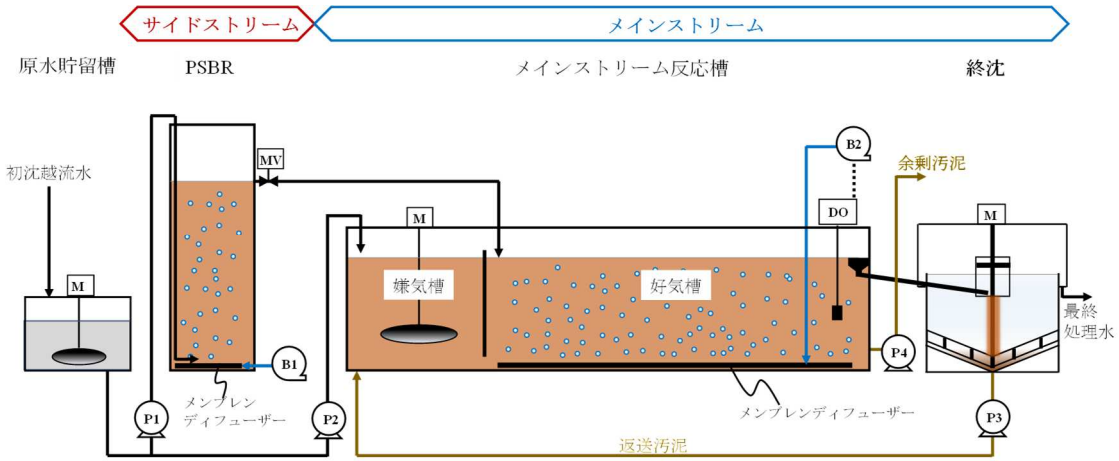


図 3-1　パイロットスケールプラントの概略図

P1–P4、B1–B2、MV、M はそれぞれポンプ、ブロワ、電動バルブ、撹拌機を示す

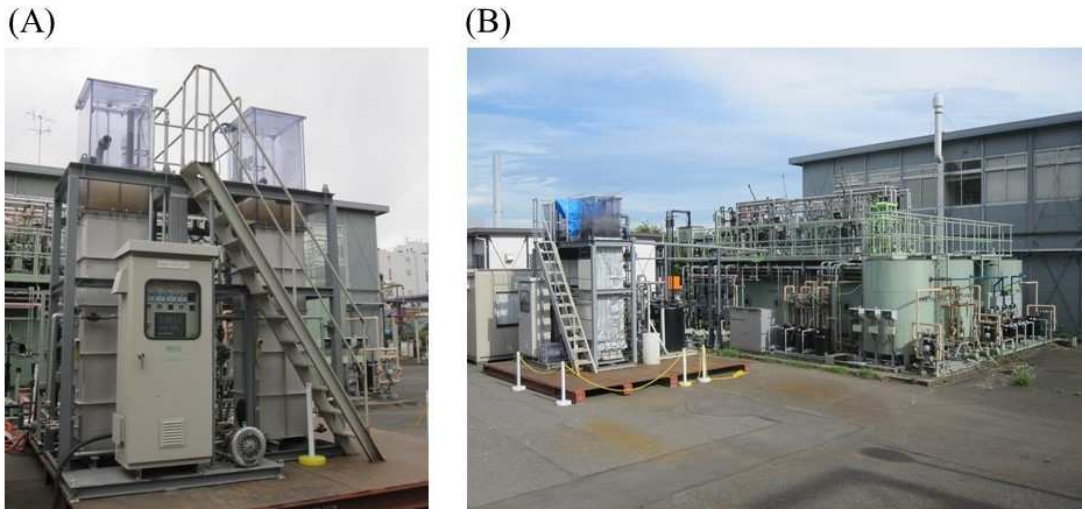


図 3-2　パイロットスケールプラントの外観写真

（A）PSBR、（B）パイロットスケールプラント全景

### （1）PSBR概要および運転方法

PSBRとして有効容積1.4 $m^3$（縦 0.7 m×横 0.7 m×有効水深 3 m）の角型水槽を用いた。PSBRの運転サイクルは2.2.3と同様にSFD方式を採用し、流入工程、反応工程、沈降工程で構成した。余剰汚泥の排出は、反応工程中に原水を導入することでPSBRの処理水口から汚泥混合液を押し出すことで実施した。流入工程におけるPSBRへの原水の流量は16 L/minとし、流入 LVを2 m/hに設定した。また、流入工程時間は90 minに設定することで、VERを 100%とした。反応工程では、風量が一定範囲（2–3 $m^3$/h）となるよう風量調節弁を使用して調節して曝気を行った。曝気工程中におけるSAVは0.12–0.18 cm/secであった。反応工程におけるDO濃度は0 mg/Lから飽和濃度の間で変動した。槽内のpHと水温は制御せず、それぞれ6.5–7.8、12–32 ºCで変動した。

### （2）メインストリームプロセスの概要および運転方法

メインストリームプロセスには AO 法を採用した。メインストリーム反応槽の有効容積は14 $m^3$（有効水深：2 m）であり、嫌気槽（3 $m^3$）と好気槽（11 $m^3$）から構成した（図3-1）。嫌気槽内は縦型撹拌機にて攪拌し、好気槽内はメンブレンタイプの散気装置とブロワB2 により曝気攪拌した。好気槽内の末端には DO センサ（LDO; Hach Co., Loveland, CO., USA）を浸漬設置し、DO計の指示値が設定制御値（1.0–1.5 mg/L）となるようブロワB2の風量をフィードバック制御した。ブロワB2の最低風量（5 $m^3$/h）が設定されていたため、流入する有機物負荷が大きく低下した際は、計測 DO 値が設定制御値よりも高くなることがあった（最大5.7 mg/L）。終沈には水面積2.4 $m^2$（φ1.75 m）の円形沈殿池を用いた。終沈には、底部に設置されている掻き寄せ機を動作させるための緩速攪拌機が備えられている。終沈で沈降した濃縮汚泥はP3ポンプにより嫌気槽へと返送し、返送汚泥流量は流入水流量の30%となるように調整した。余剰汚泥は好気槽底部から混合状態でP4ポンプにより引き抜いた。反応槽のpH、水温は制御せず、嫌気槽、好気槽のpHはそれぞれ6.6–7.2、6.4–7.9、水温は15–32 ºCで変動した。

## 3.2.3.　運転条件

### （1）PSBR

メインストリームプロセスへの AGS 供給運転に先立ち、PSBR において活性汚泥からの AGS 形成、および AGS 形成の最適化のための運転を 250 日間行った（AGS 形成期と表記する）。PSBRの立上げには活性汚泥をMLSS濃度として2800 mg/Lとなるように投入した。AGS 形成期の原水は、第 2 章で使用したものと同様、生下水をパイロットスケールの初沈で沈殿処理した処理水を用いた（表 3-2）。

AGS 形成期は、Phase G-I（1–150 日目）と Phase G-II（151–250 日目）の 2 つの期間で構成した。Phase G-I における PSBR の運転サイクルの流入、反応、沈降の各工程はそれぞれ90 min、240 min、8 minとした（表 3-1）。原水流量と OLR はそれぞれ6.5 $m^3$/d、0.51 ± 0.19

kgtBOD/$m^3$ d であった（表 3-3）。

151 日目以降の Phase G-II では、Phase G-I で形成された AGS の性状改善と、AGS 形成効率の向上を目的として、サイクル設定の改良を行った。Phase G-II で導入した運転サイクルは硝化反応が十分に進行する長い反応工程（240 min）の Step 1 と、それよりも短い反応工程（40 min）の Step 2 で構成し、Step 1 と Step 2 を交互に繰り返した（表 3-1）。AGS の安定形成には嫌気的な代謝を行う PAO や GAO が重要な役割を担うとされているが（de Kreuk and van Loosdrecht, 2004；Layer et al., 2019）、希薄下水を対象とした場合には PAO や GAO が集積されるために効果的な嫌気条件を作り出すことが困難であることが想定された。そこで Step 1 では完全硝化が進行する程度の反応工程時間を設けることで好気的な Famine 状態を作り出し、Step 2 では硝化反応が進行せず亜硝酸や硝酸態窒素が生成されない程度の反応工程時間とすることで、続く Step 1 の流入工程中に嫌気的な Feast 状態が形成されることを意図した（図 3-3）。また、185 日目には Step 2 の反応工程時間を 40 min から 20 min に短縮した。Phase G-II における運転条件の変更により、PSBR への原水流量と OLR は Phase G-I よりも高くなり、それぞれ 9.2 ± 0.6 $m^3$/d、0.84 ± 0.30 kgtBOD/$m^3$ d であった（表 3-3）。

PSBR では AGS 形成期が終了した 250 日目以降も、下記に述べるメインストリームプロセスへの AGS 供給を行う Augmentation 期まで Phase G-II の後半と同条件で運転を継続した。ただし、パイロットプラントの初沈へ生下水を供給するポンプが故障したため、394 日目に実験用原水を下水処理場実設備の初沈越流水を直接ポンプアップしたものに変更した。また、Augmentation 期の Phase A-II の一部期間（529–541 日目）において、B1 ブロワのトラブル影響により PSBR の運転を停止させた。

表 3-1　PSBR の運転サイクル設定

| Phase | Step 1 | | | Step 2 | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | 流入工程 [min] | 反応工程 [min] | 沈降工程 [min] | 流入工程 [min] | 反応工程 [min] | 沈降工程 [min] |
| G-I (1–150 日目) | 90 | 240 | 8 | - [a] | | |
| G-II (151–250 日目) | 90 | 240 | 8 | 90 | 40/20 [b] | 8 |

a　Phase G-I は Step 1 のみで運用

b　PSBR の運転開始 185 日目に Step 2 の反応工程時間を 40 min から 20 min に変更

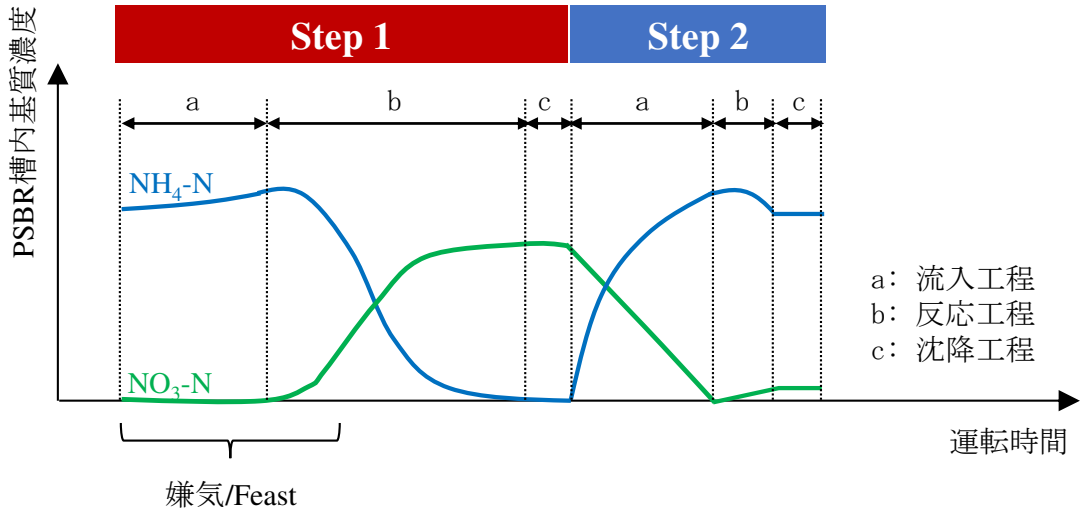


図 3-3　Phase G-II における PSBR 槽内 $NH_4$-N および $NO_3$-N 濃度の想定挙動

### （2）メインストリームプロセス

メインストリームプロセスは 483–671 日目にかけて 180 日間以上運転を行った。メインストリーム反応槽には植種汚泥を MLSS として 1200 mg/L となるように投入して立上げた。メインストリームプロセスの運転期間中は、実設備の初沈越流水を原水として使用したため、原水中の SS 濃度は AGS 形成期よりも低くなり、それに伴い tBOD や TOC 濃度も低下した（表 3-2）。

メインストリームプロセスの立上げ後 9 日間の AGS の供給を行わない予備運転期間を設け、Phase A-I とした。実証試験を行った下水処理場では、完全硝化処理が求められていたことから、Phase A-I における流入水量は下水道設計指針（日本下水道協会, 2019）に記載されている高度処理への対応設計 HRT（14–18 h）を参考として 28 ± 0.6 $m^3$/d とした。その結果、Phase A-I の OLR は 0.16 ± 0.01 kgtBOD/$m^3$ d となった（表 3-3）。

492 日目以降をメインストリームプロセスへ AGS 供給を行い Augmentation 期とした。この期間は、メインストリームプロセスへの原水流量が低い条件で運転を行った Phase A-II、原水流量を段階的に増大した Phase A-III、高流量条件下での安定運転を行った Phase A-IV で構成した（表 3-3）。Phase A-II では、パイロットスケールプラントへの原水流量が 37 ± 1.5 $m^3$/d（PSBR の処理水量を含む）の条件で 62 日間の運転を行い、OLR は 0.15 ± 0.04 kgtBOD/$m^3$ d であった。Phase A-III では、メインストリームプロセスへの原水流量を段階的に高め、パイロットスケールプラントへの原水流量は最大で 55 $m^3$/d（582 日目）とした（表 3-3、図 3-4A）。しかしながら、降雨影響により下水濃度が低く推移したため、OLR は低い状態が維持された（図 3-4B）。Phase A-IV ではパイロットスケールプラントの原水流量を 53 ± 3.6 $m^3$/d

の条件として 90 日間運転した。Phase A-IV の HRT は 7.0 ± 0.5 h であり、予備運転期間である Phase A-I と比較して 40%短縮した。90 日目付近からの降雨の減少により急激な原水中の有機物濃度上昇が見られ、590 日目には OLR が 0.41 kgtBOD/$m^3$ d となった（図 3-4B）。結果として Phase A-IV 全期間での OLR 平均値は Phase A-II よりも約 2 倍高い 0.29 ± 0.06 kgtBOD/$m^3$ d であった。

Augmentation 期における PSBR への原水流量はほぼ固定とした（8.4–9.1 $m^3$/d）。ただし、ブロワトラブルのために PSBR の運転が停止された期間（529–541 日目）は、原水の全量をメインストリームプロセスへ流入させるとともに、PSBR からの AGS 供給も停止した。

表 3-2　原水水質（平均 ± 標準偏差）[a]

| | AGS 形成期 [b] | | | Augmentation 期 [c] | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Phase | G-I | G-II | A-I [c] | A-II | A-III | A-IV |
| 運転期間 [d] | 1–150 | 151–250 | 483–491 | 492–553 | 554–582 | 583–671 |
| TOC [mg/L] | 65 ± 23 | 70 ± 17 | 53 ± 7 | 43 ± 10 | 34 ± 9 | 55 ± 10 |
| DOC [mg/L] | 37 ± 15 | 42 ± 13 | 31 ± 4 | 29 ± 10 | 22 ± 8 | 34 ± 9 |
| tBOD [mg/L] | 118 ± 45 | 128 ± 44 | 78 ± 5 | 63 ± 17 | 48 ± 15 | 84 ± 18 |
| sBOD [mg/L] | 48 ± 27 | 64 ± 25 | 42 ± 9 | 37 ± 10 | 27 ± 11 | 46 ± 12 |
| SS [mg/L] | 64 ± 19 | 69 ± 17 | 37 ± 13 | 23 ± 6 | 23 ± 7 | 33 ± 14 |
| TN [mg/L] | 25 ± 7 | 26 ± 5 | 21 ± 2 | 19 ± 5 | 16 ± 4 | 24 ± 4 |
| $NH_4$-N [mg/L] | 18 ± 5 | 17 ± 4 | 14 ± 3 | 13 ± 4 | 11 ± 4 | 16 ± 4 |
| TP [mg/L] | N.A. | N.A. | 2.7 ± 0.1 | 2.8 ± 0.6 | 1.9 ± 0.6 | 2.5 ± 0.4 |

a　N.A.：データなし

b　パイロットプラント初沈越流水

c　実設備初沈越流水

表 3-3　パイロットスケールプラント運転条件（平均 ± 標準偏差）[a]

| Phase | G-I | G-II | A-I | A-II | A-III | A-IV |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 運転期間 [d] | 1–150 | 151–250 | 483–491 | 492–553 | 554–582 | 583–671 |
| 原水流量 [$m^3$/d] | N.A. | N.A. | 28 ± 0.6 | 37 ± 1.5 | 37 → 55[b] | 53 ± 3.6 |
| TOC 容積負荷 [kg/$m^3$ d] | N.A. | N.A. | 0.10 ± 0.01 | 0.10 ±0 .02 | 0.09 ± 0.02 | 0.19 ± 0.04 |
| tBOD 容積負荷 [kg/$m^3$ d] | N.A. | N.A. | 0.16 ± 0.01 | 0.15 ± 0.04 | 0.13 ± 0.04 | 0.29 ± 0.06 |
| 汚泥引抜流量 [$m^3$/d] | N.A. | N.A. | 0.8 ± 0.7 | 0.7 ± 0.2 | 0.8 ± 0.2 | 1.0 ± 0.2 |
| 終沈 SOR [m/h] | N.A. | N.A. | 0.48±0.01 | 0.63±0.04 | 0.69→0.96[b] | 0.93±0.07 |
| メインストリーム好気槽水温 [ºC] | N.A. | N.A. | 26.1 ± 0.6 | 28.2 ± 1.7 | 26.9 ± 2.1 | 22.3 ± 3.0 |
| **PSBR 運転条件** | | | | | | |
| 原水流量 [$m^3$/d] | 6.5 ± 1.1 | 9.2 ± 0.6 | 8.4 ± 0.0 | 7.0 ± 3.6[e] | 9.1 ± 0.0 | 9.1 ± 0.4 |
| TOC 容積負荷 [kg/$m^3$ d] | 0.31 ± 0.11 | 0.45 ± 0.11 | 0.32 ± 0.04 | 0.23 ± 0.10 | 0.22 ± 0.06 | 0.36 ± 0.06 |
| tBOD 容積負荷 [kg/$m^3$ d] | 0.51 ± 0.19 | 0.84 ± 0.30 | 0.47 ± 0.03 | 0.38 ± 0.09 | 0.31 ± 0.10 | 0.55 ± 0.12 |
| MLSS [mg/L] | 3130 ± 480 | 3720 ± 470 | 2930 ± 90 | 2280 ± 500 | 1550±140 | 2150±580 |
| 汚泥供給流量 [$m^3$/d][c] | 0.09 ± 0.06 | 0.11 ± 0.04 | 0.19 ± 0.00[d] | 0.16 ± 0.05 | 0.06 ± 0.02 | 0.09 ± 0.02 |
| 汚泥供給量 [kgSS/d] [c] | 0.45 ± 0.22 | 0.67±0.14 | 0.77 ± 0.01[d] | 0.56 ± 0.20[e] | 0.35 ± 0.04 | 0.43 ± 0.07 |
| 水温 [ºC] | 21.9 ± 3.7 | 26.4 ± 2.7 | 26.1 ± 0.6 | 28.2 ± 1.4 | 26.7 ± 2.0 | 21.4 ± 3.0 |

a　N.A.：データなし

b　メインストリームプロセスへの原水流量を段階的に上昇

c　Phase A-II、A-II、A-III ではサイドストリーム PSBR の排出汚泥をメインストリームプロセスへ供給

d　PSBR からメインストリームプロセスへの AGS 供給は実施せずに系外へ排出

e　529–541 日目にブロワ B1 トラブルにより PSBR の運転を停止

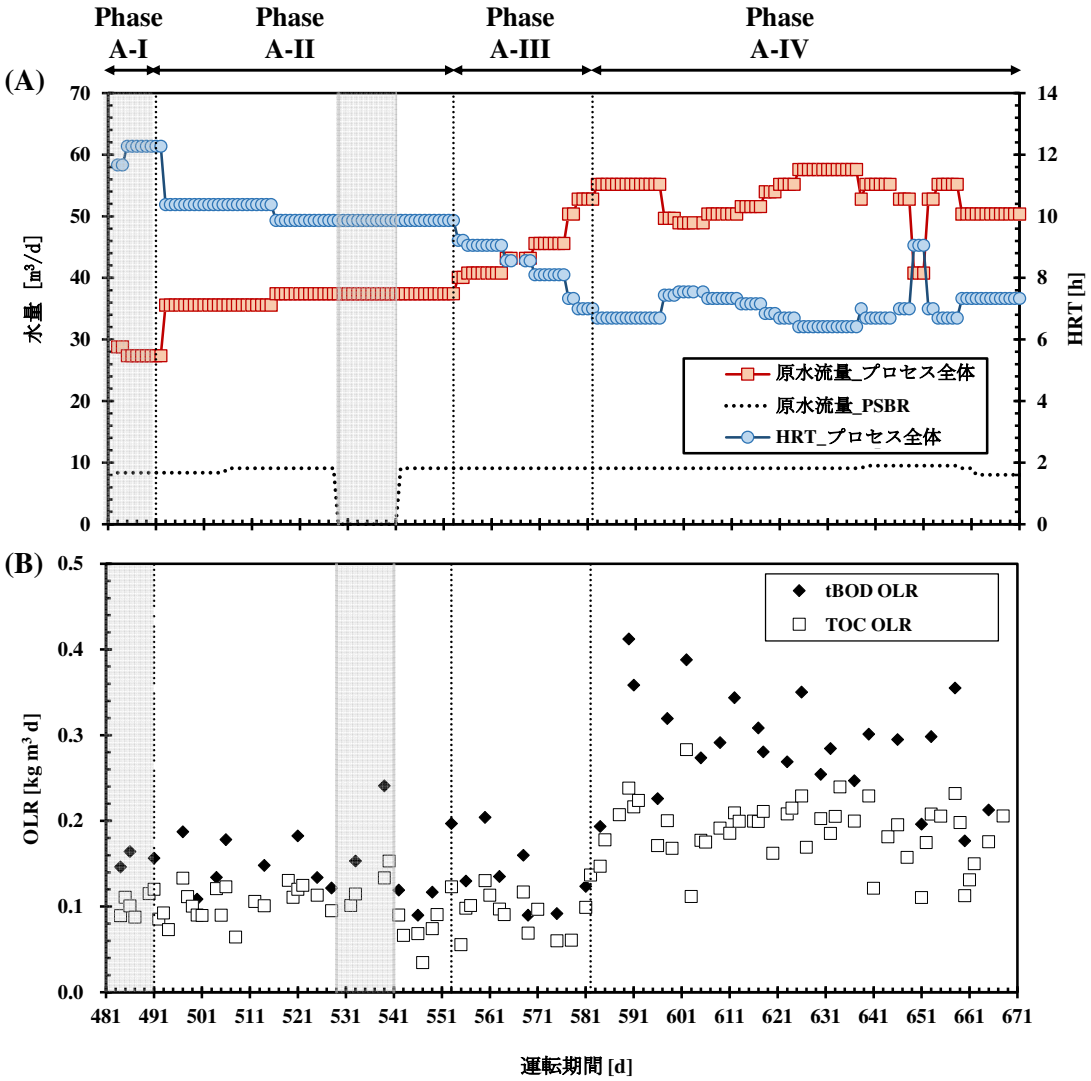


図 3-4　パイロットスケールプラントの負荷条件推移

（A）原水流量および HRT、（B）OLR

### 3.2.4.　サンプリング

PSBR 内の汚泥サンプルは、PSBR の底部から 1 m の高さに設置されたサンプリングポートから反応工程中の曝気状態で採取した。メインストリーム反応槽の汚泥は、好気槽末端部にて、投げ込みバケツを用いて表層部から採取した。原水は原水貯留槽から、最終処理水は終沈越流水を、それぞれグラブサンプルとして採取した。

### 3.2.5.　分析

全有機炭素（Total organic carbon : TOC）、溶解性有機炭素（dissolved organic carbon : DOC）、硝化抑制 BOD（ATU-BOD）、$NO_2$-N、$NO_3$-N、全リン（TP）リン酸態リン（$PO_4$-P）濃度は Standard methods（APHA/AWWA/WEF, 2012）に準じて測定を行った。SVI5 および SVI30 の測定とともに SVI30 と SVI5 の比（SVI30/SVI5）も併せて算出した。SVI30/SVI5 はグラニュール化の進行に伴い 1 に近づくことから、グラニュール化の程度を表す指標として用いた（Derlon et al., 2016）。TOC、TN、DOC の測定には TOC/TN 分析装置（TOC-L/TNM-L; Shimadzu, Kyoto, Japan）を用いた。その他の水質や汚泥分析は、2.2.5 と同様の方法で行った。

### 3.2.6.　メインストリームプロセスにおける AGS の理論存在割合

メインストリームプロセスから排出された最終処理水中には目視により AGS が存在していなかったことから、AGS は余剰汚泥としてのみ系外に排出されると仮定して、メインストリームプロセスで残存しうる理論的な AGS 量を Eq. 3-1 により求めた。また、メインストリーム反応槽に残存しうる理論的 AGS 存在割合（$R_n$, %）を Eq. 3-2 から求めた。

$$SA_n = \left(SA_{n-1} + SAG_n \times F_{AGS,SBR}\right) \times \left(1 - \frac{Q_{Wn}}{V_{r,main}}\right) \qquad (\mathrm{Eq.}\ 3-1)$$

$$R_n = \frac{SA_n}{MLSS_{main,10d-average} \times V_{r,main}} \cdot 100 \qquad (\mathrm{Eq.}\ 3-2)$$

- ✓ $SA_n$, $SA_{n-1}$：n, n-1 日目にメインストリームプロセスに存在する PSBR 由来の AGS 理論量　(kgSS)
- ✓ $SAG_n$：n 日目に PSBR から供給された SS 量　(kgSS)
- ✓ $F_{AGS,SBR}$：PSBR から供給される汚泥中の AGS fraction（%）。メインストリームプロセスの運転期間中に PSBR から供給された汚泥の平均 AGS 割合を使用
- ✓ $Q_{Wn}$：n 日目にメインストリーム好気槽から排出された余剰汚泥流量　($m^3$)
- ✓ $V_{r,main}$：メインストリーム反応槽有効容積　($m^3$)
- ✓ $MLSS_{main,10d-average}$：メインストリーム反応槽内 MLSS 濃度（10 日間移動平均）($kg/m^3$)

### 3.2.7.　統計解析

運転条件の違いによる汚泥性状や処理性能の有意差検定には Mann-Whitney U test　(2 群間）および Kruskal-Wallis test　(3 群間）を用いた（$p < 0.05$）。

## 3.3.　実験結果および考察

### 3.3.1.　PSBRにおけるAGS形成

#### （1）PSBRの初期立上げ（Phase G-I）

AGS形成期におけるPSBR内汚泥のSVI30およびSVI30/SVI5の推移を図3-5Aに示す。運転開始からSVI30は低下し、18日目で80 mL/gを下回り、40日目で55 mL/gに到達した。その後、150日目までは62 ± 5 mL/gで推移した。SVI30/SVI5は、運転開始時の0.43から40日目には0.58まで上昇した。初期植種汚泥で17%であったAGS fractionは、運転開始11日目には35%に上昇し、SVI30が80 mL/g以下となった36日目にはさらに61%まで上昇した（図3-5B）。上記の結果は、希薄下水を対象としたAGS-SBRを用いた研究報告（表1-1）と同等の汚泥性状であり、40日という短期間でAGSの形成に成功したことが確認された。このAGS形成に要する期間は、ラボスケールSBRを用いた検討と同程度であった。ここでのスケールアップにおいても、原水の流入LVをラボスケール試験での適正値と同じ条件としているため（2 m/h）、流入工程時間は異なっている。つまり、スケールアップにより流入工程時間が長くなったとしても、SFD-SBRの高VER運転により早期のAGS形成が可能である結果が得られた。他方、マイクロスコープによる汚泥観察の結果では、主に粒径が200 μm程度のAGSが観察されたが、その表面はいびつなフロック汚泥で囲まれ凝集している様子が見られた（図3-6B）。41日目以降は、SVI30は62 ± 5 mL/g、SVI30/SVI5は0.59 ± 0.05で安定的に推移した。また、AGS fractionは40–70%で推移した（図3-5B）。

#### （2）PSBRにおける運転サイクルの改良（Phase G-II）

Phase G-Iの後半においてSVI30およびSVI30/SVI5が安定化したが、汚泥性状の更なる向上を目的として、151日目からのPhase G-IIでは、反応工程時間の異なるStep 1（240 min）とStep 2（40 min）を交互に繰り返す運転に切り替えた。その結果、172日目にSVI30が40 mL/g以下に低下し、SVI30/SVI5は0.79まで上昇した（図3-5A）。その後は176日目にSVI30が上昇しSVI30/SVI5が低下する傾向に転じたが、185日目からStep 2の反応工程時間を20 minに短縮したところ、SVI30が40 mL/g以下まで低下し、SVI30/SVI5も最大0.84まで上昇した。Phase G-IIの粒度分布はPhase G-Iの36日目から大きな変化はなく、51 ± 3%の安定したAGS fractionで推移した（図3-5B）。マイクロスコープ観察の結果、Phase G-IIではStep 2の曝気時間条件変更に係わらず、AGS表層がスムーズな形状をした粒径500 μm程度のAGSが観察され、AGS粒径の増大が確認された（図3-6C, D）。

本試験においては、Phase G-I（40–150日目）と、Phase G-II（151–184日目）およびPhase G-II（185–250日目）におけるそれぞれの汚泥沈降性能（SVI30およびSVI30/SVI5）には有意差が確認され（$p < 0.05$）、またマイクロスコープによる観察の結果からStep 2の導入が良質なAGS形成に有効であると判断された。希薄下水を処理対象としたAGS-SBRでは、AGS形成のポイントとしてサイクル時間を短縮させOLRを1.3 kgCOD/m$^3$ d程度にまで高める方

法が提案されているが（Yu et al., 2021）、本論文第 2 章のラボスケール試験より、2 kgtCOD/$m^3$ d 程度の高すぎる OLR 条件は糸状性細菌の出現とそれによる沈降性能の悪化を招く可能性があることが示されている。Phase G-II の tBOD に基づく OLR（0.84 ±0.3 kgtBOD/$m^3$ d）と、初沈越流水の一般的な tBOD/$COD_{Cr}$ の比（2.1 kgtBOD/kgtCOD, Chen et al., 2020）から計算される Phase G-II の OLR はおよそ 1.8 kgt$COD_{Cr}$/$m^3$ d であり、糸状性細菌が出現し得るレベルの高さであったが、異なる反応工程時間を有する Step を交互に繰り返す方式で OLR を高めることにより糸状性細菌の顕著な増殖を抑制しつつ、良好な AGS を形成することができた。AGS 性状の安定化には、VFA を嫌気的に変換しポリマー物質として貯蔵する PAO や GAO の存在が重要であることが報告されている（de Kreuk and van Loosdrecht, 2004；Layer et al., 2019）。しかし、都市下水のように固形性有機物を含み、VFAs 濃度が低い下水で AGS 形成を試みた先行研究では、AGS 表面に吸着した固形性有機成分の加水分解が不十分になった結果、PAO や GAO の増殖が促進されず、いびつなフロック様の AGS が形成されることが報告されている（de Kreuk et al., 2010；Wagner et al., 2015；Layer et al., 2019）。他方、本研究では、PSBR 槽内の基質濃度調査（204 日目：Phase G-II）の結果より、形成された AGS が良好なリン除去活性を有することが確認されており（図 3-7）、PAO が十分に集積されていたことが推測された。以上のことから、Step 1 と Step 2 を繰り返す運転サイクルを導入することで、原水中の分解性の低い有機物が Step 2 の短い反応工程中に VFAs 等の易分解性有機物に変換され、続く Step 1 の流入工程で PAO や GAO の基質となることで良質な AGS の形成につながったものと推察された。

Step 2 の反応工程を短縮した 185 日目以降、SVI30/SVI5 の改善が観察された。しかしながら、SVI30/SVI5 は変動する傾向があり（図 3-5A）、反応工程時間の変更前後における汚泥沈降性能の有意差は見られなかった（SVI30：$p = 0.60$、SVI30/SVI5：$p = 0.13$）。汚泥観察からは、粒径 500 μm 程度の良好な AGS の維持は確認されており（図 3-6C, D）、形成された AGS の破壊影響はなかったことが推察された。一方、Phase G-II の後半では原水中有機物濃度の変動が大きかったことから（151–18 日目：45–96 mgTOC/L, 186–25 日目：19–92 mgTOC/L）、原水濃度変動に起因する OLR の変動が AGS の沈降性能に影響したものと考えられた。これらのことから、原水濃度変動が大きい条件下でも安定した沈降性能を有する AGS 形成を維持するためには、Step 2 の反応工程時間設定を最適化する必要があると考えられた。

汚泥の排出流量は、Phase G-I から Phase G-II にかけての OLR 上昇に伴い、0.09 ± 0.06 から 0.11 ± 0.04 $m^3$/d に増大した。しかし、PSBR 内の MLSS 濃度は減少することなく、むしろ 3130 ± 480 mg/L から 3720 ± 470 mg/L に増加した（表 3-3）。その結果、PSBR からの汚泥排出量は Phase G-I では 0.45 ± 0.22 kgSS/d であったのに対し、Phase G-II では 0.67 ± 0.14 kgSS/d に増加した。つまり、OLR を高めることにより Phase G-I と比較して AGS 製造量が 50%増大した。以上から、新しい運転サイクルはサイドストリーム SBR における AGS 性状の安定化とメインストリームプロセスへの AGS 供給量増大を目的とした高 OLR 運転の両立を可能にする有望な運転技術であると言える。

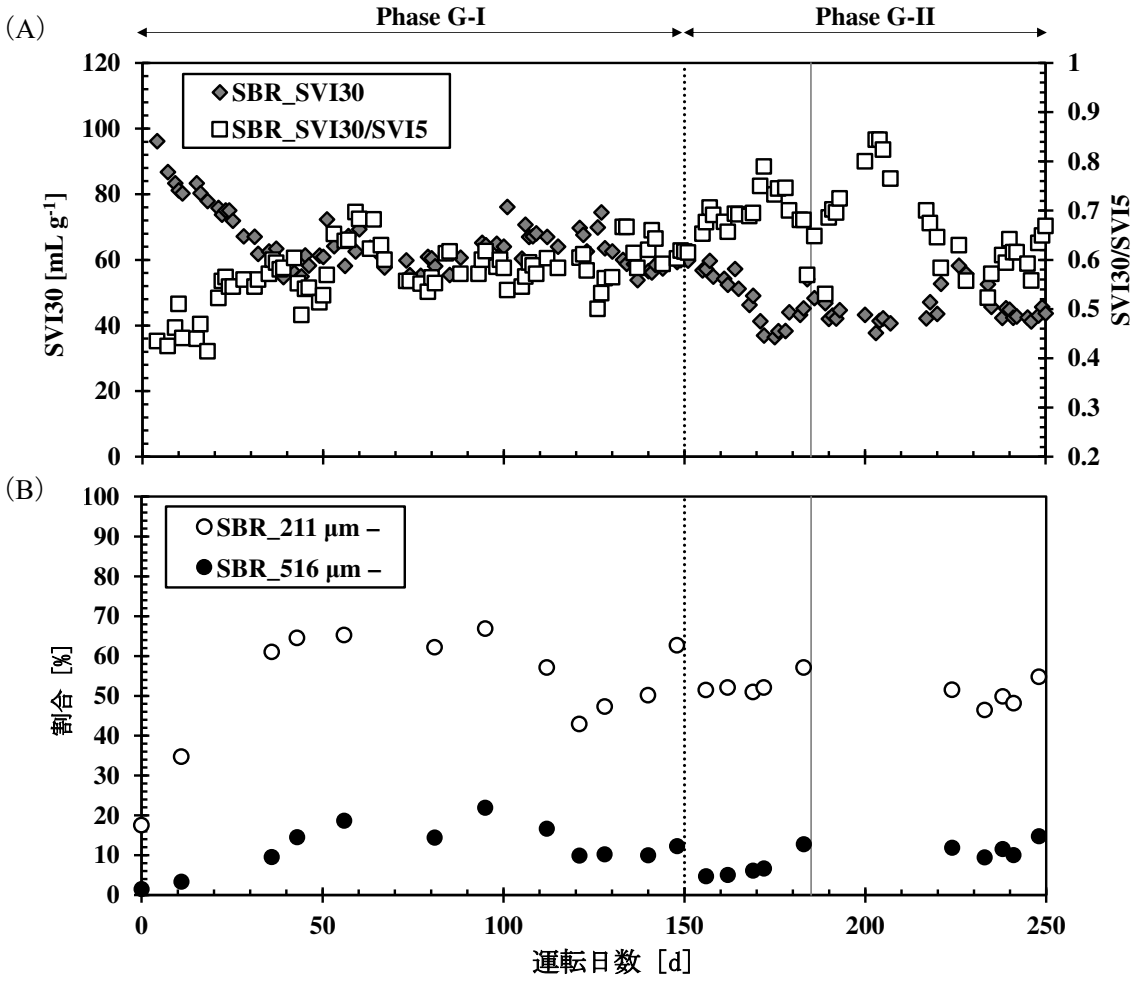


図 3-5　PSBR 槽内の汚泥性状の推移

（A）SVI30 および SVI5/SVI30、（B）211 μm 以上および 516 μm 以上の AGS 割合

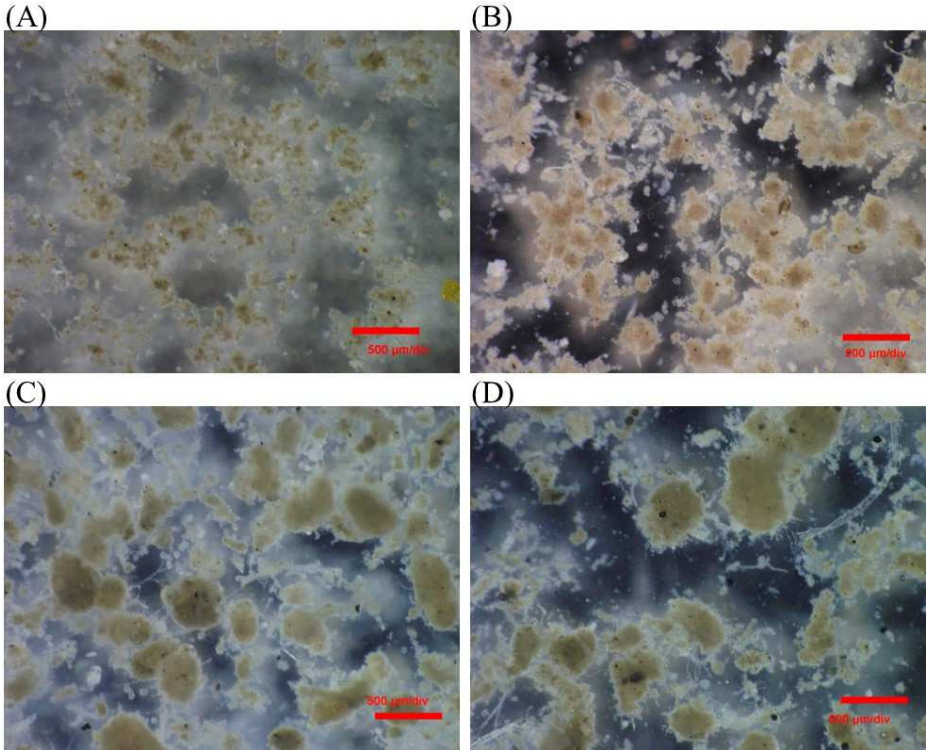


図 3-6　PSBR 槽内汚泥の観察写真

（A）植種汚泥、（B）36 日目、（C）183 日目、（D）248 日目

赤いバーは 500 μm を示す

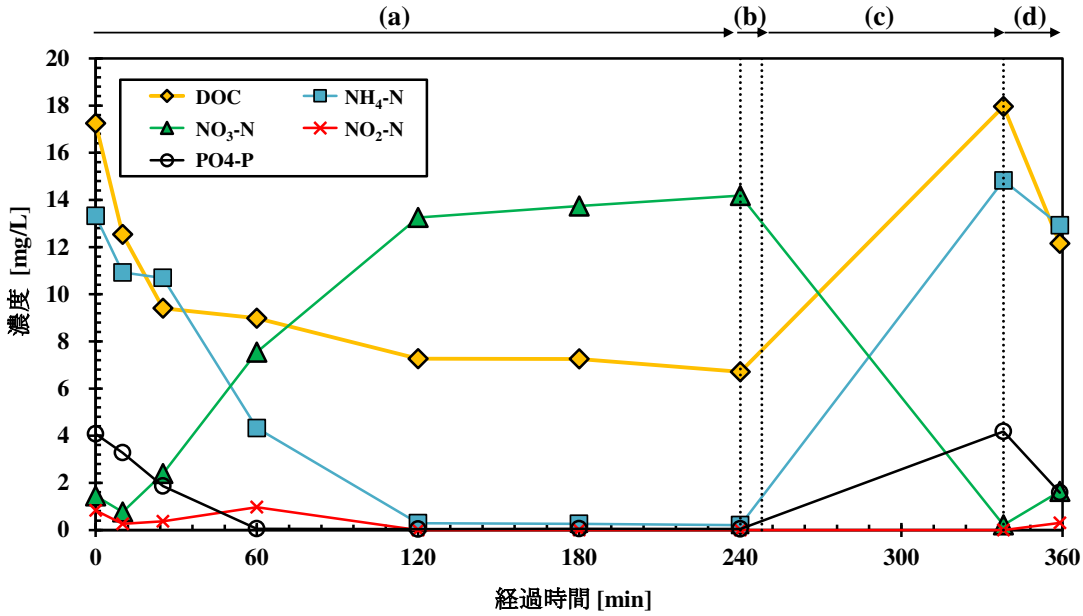


図 3-7. 204 日目における PSBR 内における各基質濃度の変動

（a）Step 1 反応工程,（b）Step 1 沈降工程,（c）Step 2 流入工程,（D）Step 2 反応工程.

（MLSS 濃度は 3260 mg/L、槽内水温 26 ºC で運転し、原水 DOC、$NH_4$-N、$PO_4$-P 各濃度はそれぞれ 33.6 mg/L、15.1 mgN/L、1.2 mgP/L）

### 3.3.2.　AGS augmentationの実証

#### （１）PSBR内のAGS性状

メインストリームプロセスを運転した期間におけるPSBRは、AGS形成期のPhase G-IIで確立した適正条件で運転を継続した。483日目（Phase A-I）から529日目（Phase A-II）において、粒度分布の顕著な違いはみられなかったものの、SVI30とSVI30/SVI5が変動する傾向が示された（図3-8A）。汚泥観察からは500 μm程度の粒径の大きなAGSが確認されていたことから（図 3-9A）、フロック状汚泥の増加が沈降性の変動に影響したものと考えられた。Wangら（2018）は、SSの多量ウォッシュアウトとそれによるSRTの短縮がAGSの沈降性に悪影響を及ぼすことを指摘している。本研究のPhase A-IとA-IIの期間では、PSBRからメインストリームプロセスへの余剰汚泥の供給量を高めていた影響でSRTが4.8 ± 0.4 dとなっており、AGS形成期後半のPhase G-IIの8.2 ± 2.1 dと比較して極端に短くなっていた（表3-3）。以上のことから、SBR内で形成されているAGSの沈降性を安定的に維持するために、極端な汚泥の排出やSSのウォッシュアウト避ける必要があることが示唆された。また、529日目以降のブロワB1トラブル発生時期にPSBR槽内AGSの沈降性がわずかに悪化し、528日目にはSVI30が86 mL/に上昇したが、ブロワトラブル復旧後には速やかに沈降性能が回復し、Phase A-IIIの563日目にはSVI30が41 mL/g、SVI30/SVI5が0.78に改善した。また、Phase A-IVでは、SVI30/SVI5は低下したが（0.58 ± 0.07）、SVI30は54 ± 7 mL/gで安定して良好な性状を維持した。ここで、Phase A-IIIからPhase A-IVの序盤にかけて、原水中のtBOD濃度の上昇（表3-2）により、PSBRの単位汚泥量あたりのtBOD負荷（food to microorganisms：F/M比）が0.20 ± 0.06 kgtBOD/kgSS· dから0.26 ± 0.06 kgtBOD/kgSS· dに高まっていたことから、F/M比の増大により原水SSが汚泥中に蓄積され、フロック汚泥が増殖することでSVI30/SVI5の値が変動したものと推察された。この結果から、負荷変動が大きい条件下においてもAGSの性状を安定維持するためにはF/M比が一定に維持されるよう反応工程時間を調整する必要性が考えられた。

AGS fractionはAugmentation期を通して概ね同程度であった（52–62%）。一方、516 μm以上のAGSの割合は、Phase A-II（7–12%）よりもPhase A-IVが高かった（24-25%）（図3-8D）。また、522日目（Phase A-II）から578日目（Phase A-III）にかけて粒状汚泥形状の均一化が全体的に進行し、612日目（Phase A-IV）には500 μmを超える大きなAGSの存在割合が顕著に増加した（図3-9A、B、C）。先行研究では、液中でVFAs等生物易分解性有機物濃度が高まるとAGSの内部まで基質が浸透し、AGSの粒径が大きくなることを指摘している（de Kreuk and van Loosdrecht, 2004）。本研究のPhase A-IVでは、原水中のsBOD濃度がPhase A-IIIと比較して約2倍に上昇していた。sBODは主に供試下水の中でも主に易分解性有機物で構成されている画分であることから、sBOD濃度の上昇がPhase A-IVにおけるAGS粒径の増大に影響したと考えられた。

### （２）メインストリームプロセスの汚泥性状およびAGSの挙動

メインストリームプロセス内の汚泥性状の推移を図3-8B、C、Dに、マイクロスコープ観察写真を図3-9D、E、F、Gに示す。なお、AGS供給運転の対照となる予備運転期間（Phase A-I）では、メインストリームプロセス汚泥のSVI30、MLSS濃度はそれぞれ125–155 mL/g、1100–1680 mg/Lであった。

メインストリームプロセスへのAGS供給運転を開始したPhase A-IIでは、SVI30が525日目に71 mL/gに低下した。また、メインストリームプロセスにおける理論的なAGSの存在割合（$R_n$）は、520日目に27%まで上昇したと試算された。Phase A-IIのOLRが低く推移したため（図3-4B）、MLSS濃度は528日目までは顕著に変動することはなく1380 ± 150 mg/Lで推移した。メインストリームプロセス汚泥のAGS fractionは、Phase A-IIの506日目に24%に上昇し、その後553日目まで顕著な変動なく20–30%の間で推移したが、この値は$R_n$とほぼ同等であった。このことは低OLR期間であるPhase A-IIにおいてもメインストリームプロセスに供給されたAGSが大きく消失することなく保持されていることを示唆している。522日目の汚泥観察からは、初期に植種した活性汚泥由来と考えられるフロック汚泥とともに、サイドストリームPSBR由来と考えられる粒径200 μm程度のAGSの存在が確認された（図3-9D, E）。一方で、PSBR内で観察された500 μm程度の粒径の大きいAGS（図3-9A）は、メインストリームプロセスでは観察されず（図3-9E）、粒度分布測定による516 μm以上の粒径割合の検出量も3%以下の低いレベルで推移した。AGS粒径は反応槽内における分裂破砕や摩擦による粒径減衰速度とAGSの増殖速度とのバランスで決定される（Verawaty et al., 2013）。また、嫌気状態における液中の基質濃度が高いほどAGSへの基質浸透が進み、AGSが増殖しその粒径が増大することが報告されている(de Kreuk and van Loosdrecht, 2004)。本研究のメインストリーム反応槽内は混合状態で運転されているため、嫌気槽内の基質濃度は、プラグフロー流で原水が導入される流入工程中のPSBR内液中濃度よりも低かったものと推察される。すなわち、低OLR条件のメインストリームプロセスではAGSの成長速度が分裂破壊速度よりも低くなり、PSBRから供給された500 μmを超えるような大きな粒径のAGSはメインストリーム反応槽内で微細化されたものと考えられた。ブロワトラブルによるAGS供給停止期間（529–541日目）には、メインストリームプロセスへの負荷量の増大に伴うMLSSの増大、余剰汚泥の引抜の影響によりAGS fractionは低下したものと考えられ、SVI30の上昇も観察されたが、94 ± 3 mL/gで安定していた。

PSBRの運転の再開後、段階的にメインストリームプロセスへの通水量を増大させたPhase A-IIIでは、$R_n$値は569日目まで一定の状態を維持していたことから十分なAGSの供給が行われていたといえ、SVI30も80 mL/g程度の良好な状態を維持した。その後、SVI30は60 mL/gにまで改善しているが、$R_n$はMLSS濃度の低下に伴って増大し580日目に20%に上昇したことが影響したものと考えられた。実際に、AGS fractionは33%に上昇した（582日目；図3-8D）。また、汚泥のマイクロスコープ観察では、200 μm程度のAGSとともに、それよりも小さい100 μm程度の粒径の粒状汚泥が観察された（図3-9F）。

Phase A-IV に移行すると、原水の濃度変動に伴って OLR が急激に上昇した。それと同時にメインストリーム反応槽の MLSS 濃度が 2500 mg/L に上昇し（601 日目）、その後は 2200 ± 240 mg/L の高いレベルで推移した。OLR の上昇と同時に SVI30 がわずかに上昇したが 90 ± 7 mL/g で推移し、100 mL/g 以下の良好な値を安定的に維持した。OLR と MLSS 濃度の上昇により $R_n$ の試算値は 9.2 ± 0.4%の低いレベルに低下したが、他方、AGS fraction は顕著に上昇し、602 日目には 59%となった。また、その後も、$R_n$ が 10%程度と推算されたにも関わらず、AGS fraction は 50%以上の高いレベルで推移した（図 3-8D）。加えて、Phase A-II では 3%よりも低く推移していた 516 μm 以上の粒径を有する AGS 画分が、665 日目（Phase A-IV）には 11%に上昇した。高い OLR 条件下で運転された Phase A-IV に観察された汚泥の多くは、PSBR で形成されメインストリームプロセスに供給される AGS（図 3-9C）よりも小さいが密度が高い AGS 様の汚泥であり（図 3-9G）、これはメインストリームプロセスの植種汚泥（図 3-9D）には見られなかった汚泥であった。以上の結果はメインストリームプロセス内での AGS の顕著な増殖を示唆しており、これはメインストリームプロセス内における AGS の分裂速度の低下、もしくは微細化した AGS の成長速度上昇に起因するものと考えられる。AGS 増殖を促進するメインファクターとしては、1）沈降速度の遅い汚泥を積極的に排除する選択圧、2）AGS を構成するバイオフィルムをコンパクトに形作るためのせん断力、3）嫌気状態における高い易分解性有機物 F/M 比の 3 点が挙げられている（van Loosdrecht et al., 2005 ; Figdore et al., 2018a）。本研究では、メインストリームプロセスからの余剰汚泥の引き抜きは好気槽内から混合状態で実施され、終沈の SOR も 1 m/h 程度（表 3-3）と一般的な下水処理の終沈で設計される範囲（日本下水道協会, 2019）であったため、沈降速度による AGS への選択圧はほとんど働いていないと言える。また、実際に運転された曝気風量から計算されるメインストリーム好気槽内の SAV は 0.1 cm/s であり、AGS 形成に有効であると報告されている 1.0 cm/s（Liu and Tay, 2002；Franca et al., 2018）よりも低かったため、強いせん断力もその増殖には大きく影響していないと考えられる。他方、Phase A-IV の sBOD に基づく嫌気槽の F/M 比は 0.31 ± 0.09 kgsBOD/kgSS d であり、Phase A-III（0.18 ± 0.06 kgsBOD/kgSS d）と比較して大幅に上昇していたことから、嫌気槽内の液中の BOD 濃度が上昇していたことが推察される。以上のことから、Phase A-IV における嫌気槽内の易分解性有機物濃度の上昇による AGS への基質浸透がメインストリームプロセスにおいて残存する微細 AGS の成長の駆動力となり、AGS fraction を高いレベルに維持できたものと推察された。

### 3.3.3.　メインストリームプロセスにおける処理性能

メインストリームプロセスの処理性能を表3-4に整理している。Phase A-I、A-II、A-IIIの処理水平均tBODは期間を通して5 mg/L以下であり、93%以上の優れたtBOD除去率が維持された。Phase A-IVにおいてわずかに処理水tBODの上昇がみられた（4.8 ± 2.6 mg/L）。これには、Phase A-IVの原水流量が多くなったことによる処理水SSの上昇が影響したと考えられるが、最終処理水質を顕著に悪化させるものではなかった。処理水の平均$NH_4$-N濃度も1 mg/L以下の低濃度で維持され、$NH_4$-N除去率は97%以上であった。Augmentation期のうちPhase A-IVが最も低水温であったが（15–22 ℃）、完全硝化に必要なSRTを満足する13 ± 3日で維持されていたために、十分な$NH_4$-N処理性能が得られたものと考えられる。また、Phase A-IVの平均処理水TN濃度は11.8 ± 2.5 mgN/Lであり、Phase A-II（9.1 ± 1.7 mgN/L）と比較してわずかに上昇したが、TN除去率は同等に維持され、有意に悪化することはなかった（$p = 0.30$）。また、TP処理性能は、原水量を増大させたPhase A-IVにおいて、Phase A-IIと比較して有意ではないもののわずかに改善された（処理水TP：$p = 0.14$、TP除去率：$p = 0.17$）。

AGS augmentation strategyを適用したCF-AGSの処理性能の向上は、一義的にはメインストリームプロセス内に供給されたAGSが滞留し、全体として処理生物群集（浮遊活性汚泥＋AGS）の沈降性を向上させることによって、高いMLSS濃度が維持されることにかかっている。AGSの供給が行われたメインストリームプロセスでは、AGSの理論的な存在割合（$R_n$）とSVI30の挙動が連動していた（図3-8B, C）。また、原水濃度変動によりOLRが上昇したPhase A-IVでは、メインストリーム内汚泥のAGS fractionが増大し、SVI30は100 mL/g以下の良好状態を安定的に維持した。すなわち、PSBRからのAGS供給がメインストリームプロセス内の汚泥沈降性の安定化に寄与したことが確認された。結果として、メインストリーム反応槽内のMLSS濃度を2500 mg/L程度にまで高めることができ、Phase A-IVにおけるOLRの変動が大きい条件下でも安定した下水の処理が可能であったことから、AGS augmentation strategyを適用したCF-AGSは希薄下水を対象とした場合においても処理効率を安定化、向上し得ることが実証されたものといえる。

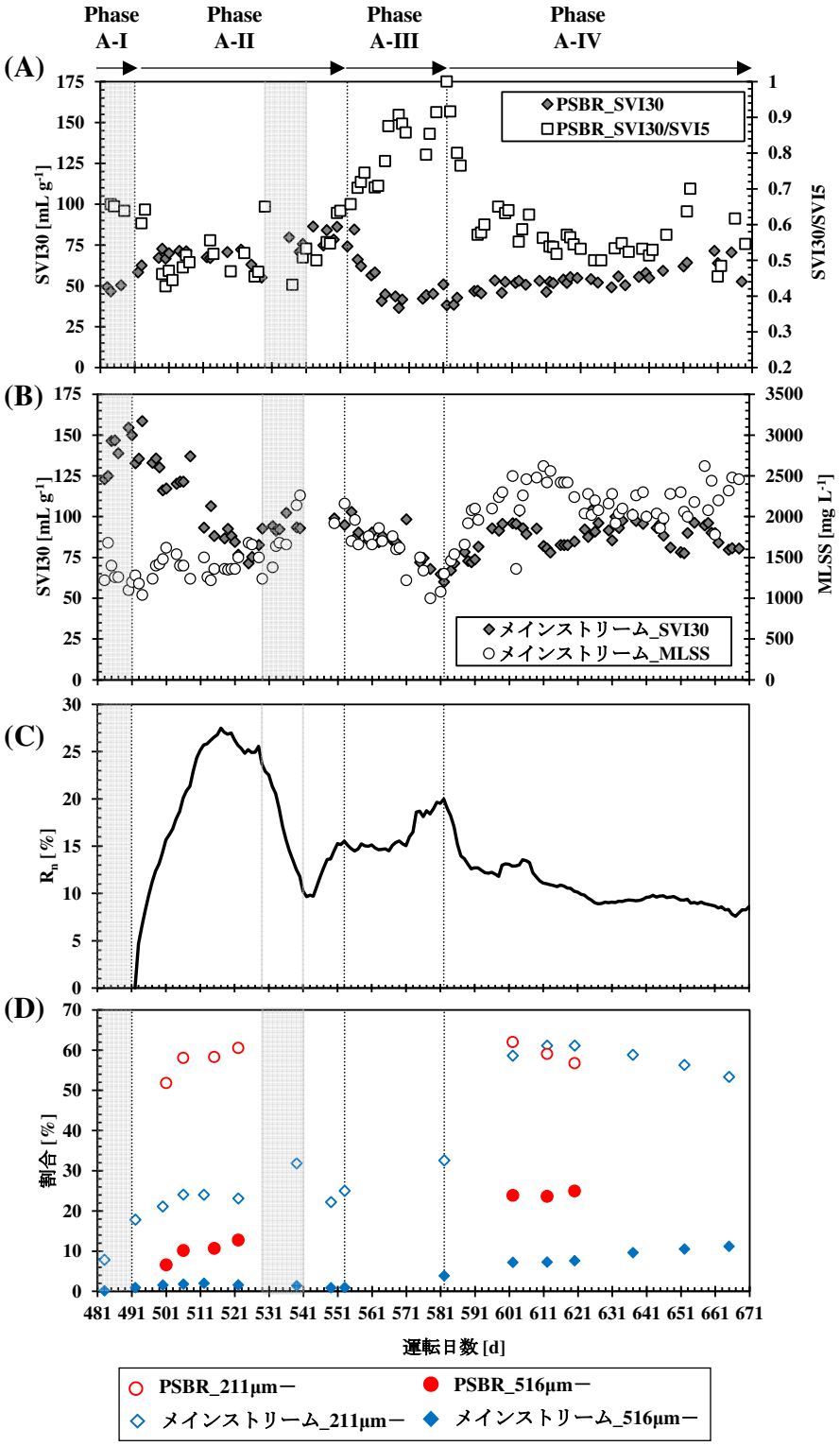


図 3-8　パイロットスケールプラント内の汚泥性状推移

（A）PSBR 汚泥の SVI30 および SVI30/SVI5、（B）メインストリームプロセス汚泥の SVI30 および MLSS 濃度、（C）メインストリームプロセス内の理論 AGS 存在割合、（D）211 μm 以上および 516 μm 以上の AGS 割合

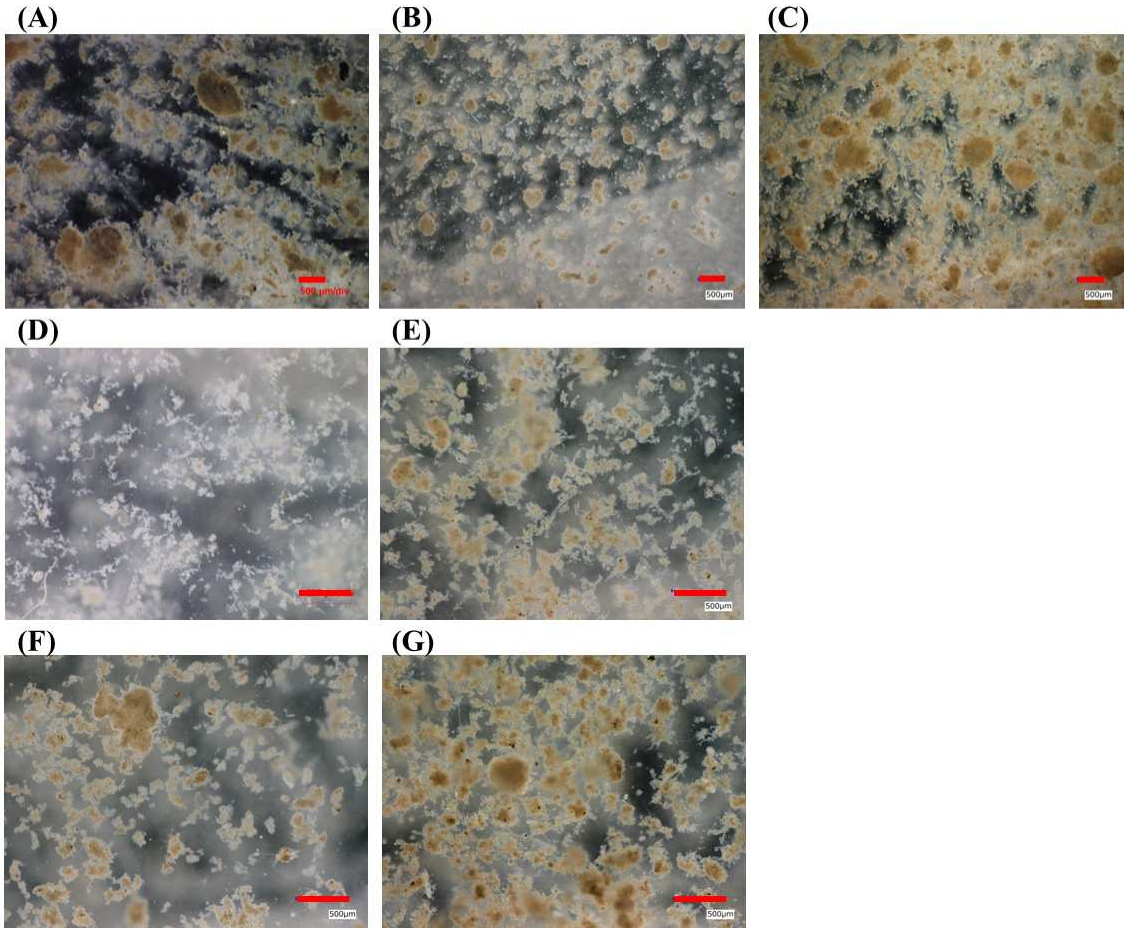


図 3-9　パイロットスケールプラント汚泥のマイクロスコープ観察

（A–C）PSBR 汚泥：522 日目、578 日目、612 日目

（D–G）メインストリーム汚泥：植種汚泥、522 日目、583 日目、612 日目

赤いバーは 500 μm を示す

表 3-3　メインストリームプロセスにおける処理性能（平均値 ± 標準偏差）[a]

| | 最終処理水質 [mg/L] | | | | 除去率 [%] | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Phase | A-I | A-II | A-III | A-IV | A-I | A-II | A-III | A-IV |
| TOC | 8.1 ± 0.7 | 7.7 ± 1.4 | 7.5 ± 1.1 | 9.7 ± 2.4 | 84 ± 2 | 81 ± 4 | 77 ± 6 | 82 ± 5 |
| DOC | 7.8 ± 0.5 | 7.2 ± 1.3 | 6.1 ± 1.4 | 7.8 ± 1.1 | 74 ± 4 | 73 ± 8 | 69 ± 9 | 75 ± 10 |
| tBOD | 2.7 ± 0.5 | 2.4 ± 0.6 | 2.9 ± 1.6 | 4.8 ± 2.6 | 97 ± 0 | 96 ± 2 | 93 ± 5 | 94 ± 4 |
| sBOD | 1.7 ± 0.9 | 1.1 ± 0.3 | 1.2 ± 0.4 | 1.2 ± 0.3 | 96 ± 1 | 97 ± 2 | 95 ± 2 | 97 ± 1 |
| ATU-tBOD | 1.3 ± 0.5 | 1.3 ± 0.4 | 1.6 ± 0.7 | 2.7 ± 1.2 | N.A. | N.A. | N.A. | N.A. |
| SS | 1.6 ± 0.5 | 2.4 ± 1.3 | 5.0 ± 3.2 | 5.0 ± 2.2 | N.A. | N.A. | N.A. | N.A. |
| TN | 9.7 ± 0.6 | 9.1 ± 1.7 | 9.0 ± 1.4 | 11.8 ± 2.5 | 52 ± 5 | 50 ± 9 | 39 ± 14 | 50 ± 10 |
| $NH_4$-N | 0.3 ± 0.3 | 0.4 ± 0.2 | 0.4 ± 0.2 | 0.4 ± 0.3 | 98 ± 2 | 96 ± 2 | 96 ± 2 | 98 ± 1 |
| $NO_2$-N | N.D. | N.D. | N.D. | N.D. | N.A. | N.A. | N.A. | N.A. |
| $NO_3$-N | 8.5 ± 0.5 | 7.9 ± 1.1 | 7.4 ± 1.1 | 9.3 ± 2.7 | N.A. | N.A. | N.A. | N.A. |
| TP | 1.7 ± 0.3 | 1.9 ± 0.9 | 1.6 ± 0.2 | 1.6 ± 0.6 | 36 ± 12 | 29 ± 28 | 3 ± 48 | 38±19 |

a　N.D.：非検出、N.A.：データなし

## 3.4.　要約

第3章では、AGS augmentation strategyを適用したCF-AGSの希薄下水処理への適用性についてパイロットスケールプラントを用いた検証を行った。パイロットスケールにスケールアップしたPSBRでは、ラボスケール試験と同様の40日程度でのAGS形成を確認することができ、SFD方式においてVERを100%と高く設定することが早期AGS形成に有効であることが確認された。さらにAGS性状の更なる改善を目的として、長い曝気工程と短い曝気工程を有するStepを交互に繰り返す新しいサイクル運転を導入した結果、原水濃度変動に伴うSVI30/SVI5の変動は見られたものの、SVI30が有意に改善されるとともに、表面形状が優れたAGSの形成に成功した。また、OLRが高まることでPSBRでの汚泥生成量が50%増加したことから、新しい運転サイクルはサイドストリームSBRにおけるAGS性状の安定化とメインストリームプロセスへのAGS供給量増大を目的とした高OLR運転の両立を可能にする有望な運転技術であることが示された。

AGSの供給運転を行ったメインストリームプロセスでは、反応槽内でのAGSの保持が進むのに伴ってSVI30が低下し、全体的な汚泥沈降性の改善効果が確認された。また、高OLR運転条件下ではAGS fractionが顕著に上昇し、メインストリーム反応槽内でのAGSの増殖が示唆された。AGSの保持率が高まることでSVI30が100 mL/g以下の良好な値に維持され、MLSSを高めることが可能となった結果、OLRの変動が大きい条件下でも下水中の有機物およびアンモニア態窒素の安定した処理が可能となった。このことから、AGS augmentation strategyを適用したCF-AGSでは、希薄下水を対象とした場合においても処理効率を安定化、向上し得ることが実証されたものといえる。

# 第 4 章　AGS augmentation strategy における栄養塩除去能の向上

## 4.1.　緒言

AGS を用いた排水処理方法では、AGS の形態学的特徴から、曝気量のコントロールにより SND 反応を効率化し、窒素の除去を進行させることが可能であるとされている（Liu et al., 2008；Nancharaiah and Reddy, 2018）。しかしながら、希薄下水を処理対象とした場合、一般的な DO 濃度制御では SND 効率を高めることが困難であることが指摘されていることから（Derlon et al., 2016）、新たな曝気制御方法が求められている。また、AGS augmentation strategy を適用した CF-AGS において、SND 効率の向上による窒素除去促進に関する知見は見られない。そこで、本章では第 3 章から継続運転したパイロットスケールプラントを用い、AGS augmentation strategy を適用した CF-AGS プロセスにおいて、栄養塩除去性能の向上を目的としたメインストリームプロセスの運転制御法を検討した。最初にメインストリームプロセスの曝気制御を従来通り DO 濃度に基づく方法で行った後、曝気量を抑制することで SND 効率をより高めることを目的とし、$NH_4$-N 濃度に基づいた曝気制御法に切り替え、その SND 効率と TN 除去性能を評価した。また、リンの除去性能および曝気効率の改善効果についても評価した。

## 4.2.　実験材料および方法

### 4.2.1.　供試下水

パイロットスケールプラントを設置した下水処理場の初沈越流水渠から汲み上げたものを原水として使用した。

### 4.2.2.　パイロットスケールプラント

パイロットスケールプラントの PSBR およびメインストリームプロセスの構成は 3.2.3 に準じた。メイストリーム反応槽のブロワ B2 の風量は、メインストリーム好気槽末端に設置された DO センサ、もしくは $NH_4$-N 分析装置（Amtax sc；Hach Co., Loveland, CO, USA）の測定値に基づいてフィードバック制御した。$NH_4$-N 分析装置は、自動採水部と分析部で構成され、5 min 間隔で $NH_4$-N 濃度を測定した。終沈からメインストリーム嫌気槽への汚泥返送流量は原水流量の 30%となるように調整した。

### 4.2.3.　運転条件

本章におけるパイロットスケールプラントを用いた評価は、第 3 章のパイロットスケールプラントの運転開始 842 日目から 970 日目にかけて 120 日以上にわたり実施したものと

なる。

**（1）PSBR**

PSBR の運転サイクルは、第 3 章で確立した長い曝気工程と短い曝気工程を有する Step を交互に繰り返す条件を継続した（表 4-1）。流入工程における原水流量は 12–14 L/min の範囲となるように調整し（流入 LV：1.5–1.8 m/h）、流入工程時間を 90 min とすることで VER を 80–90%とした。曝気工程におけるブロワ B1 の風量は 2.4 $m^3$/h の固定値とし、曝気工程中における SAV は 0.14 cm/sec であった。PSBR の tBOD 容積負荷は 0.34–0.40 kg tBOD/$m^3$ d で推移し、サイドストリーム PSBR からメインストリームプロセスに供給される汚泥量は 0.61–0.63 kgSS/d と全試験期間を通して安定していた（表 4-2）。また、水温と pH はコントロールせず、それぞれ 20–30 ℃ と 6.5–7.8 で変動した。

表 4-1　PSBR 運転サイクル設定

| Step 1 | | | Step 2 | | |
|---|---|---|---|---|---|
| 流入工程 [min] | 反応工程 [min] | 沈降工程 [min] | 流入工程 [min] | 反応工程 [min] | 沈降工程 [min] |
| 90 | 330 | 15 | 90 | 20 | 15 |

**（2）メインストリームプロセス**

メインストリームプロセスの評価期間は Phase E-I、E-II、E-III の 3 つの Phase で構成した（表 4-2）。Phase E-I では、好気槽末端に設置された DO センサの指示値が 1 mg/L となるようにブロワ B2 の風量をフィードバック制御した（図 4-1A）。第 3 章におけるパイロットスケールプラントの運転時と同様、ブロワ B2 には最低風量（5$m^3$/h）が設定されていたため、流入する有機物負荷が大きく低下すると、計測 DO 値が制御値よりも高くなった（最大 1.9 mg/L）。894 日目以降の Phase E-II では、好気槽内において完全硝化反応が進行しない程度に曝気風量を抑制することで SND を促進することを目的とし、曝気ブロワの制御に用いるセンサを DO センサから $NH_4$-N 分析装置に切り替えた（図 4-1B）。好気槽末端の $NH_4$-N 濃度が 1 mgN/L となるようにブロワ B2 の風量をフィードバック制御した。Phase E-III（915–970 日目）では、好気槽前段で生成した $NO_3$-N を脱窒させ窒素除去率を高めることを目的として好気槽中央部に無酸素槽を導入した。好気槽の中央部に隔壁を 2 枚挿入することにより前段より 4、1、6 $m^3$ の容積に区切り、 隔壁間の領域の空気供給を停止することで無酸素槽（1 $m^3$）とした（図 4-1C）。無酸素槽には撹拌機を設置せず、前側の隔壁の越流から後側の隔壁に開けられた底部開口への水の流れにより撹拌を行った。

パイロットスケールプラントへの原水流量は Phase によらず同条件（63–68 $m^3$/d）とした。860 日目（Phase E-I）にブロワ B2 の機械トラブルの影響で 1 日間原水供給を停止し、861 日目に通水を再開した。試験期間における終沈 SOR は 1.1 ± 0.1 m/h であった。反応槽内の pH、

水温は制御せず、好気槽末端の pH は 6.4–6.8、水温は 18–30 ºC で変動した。

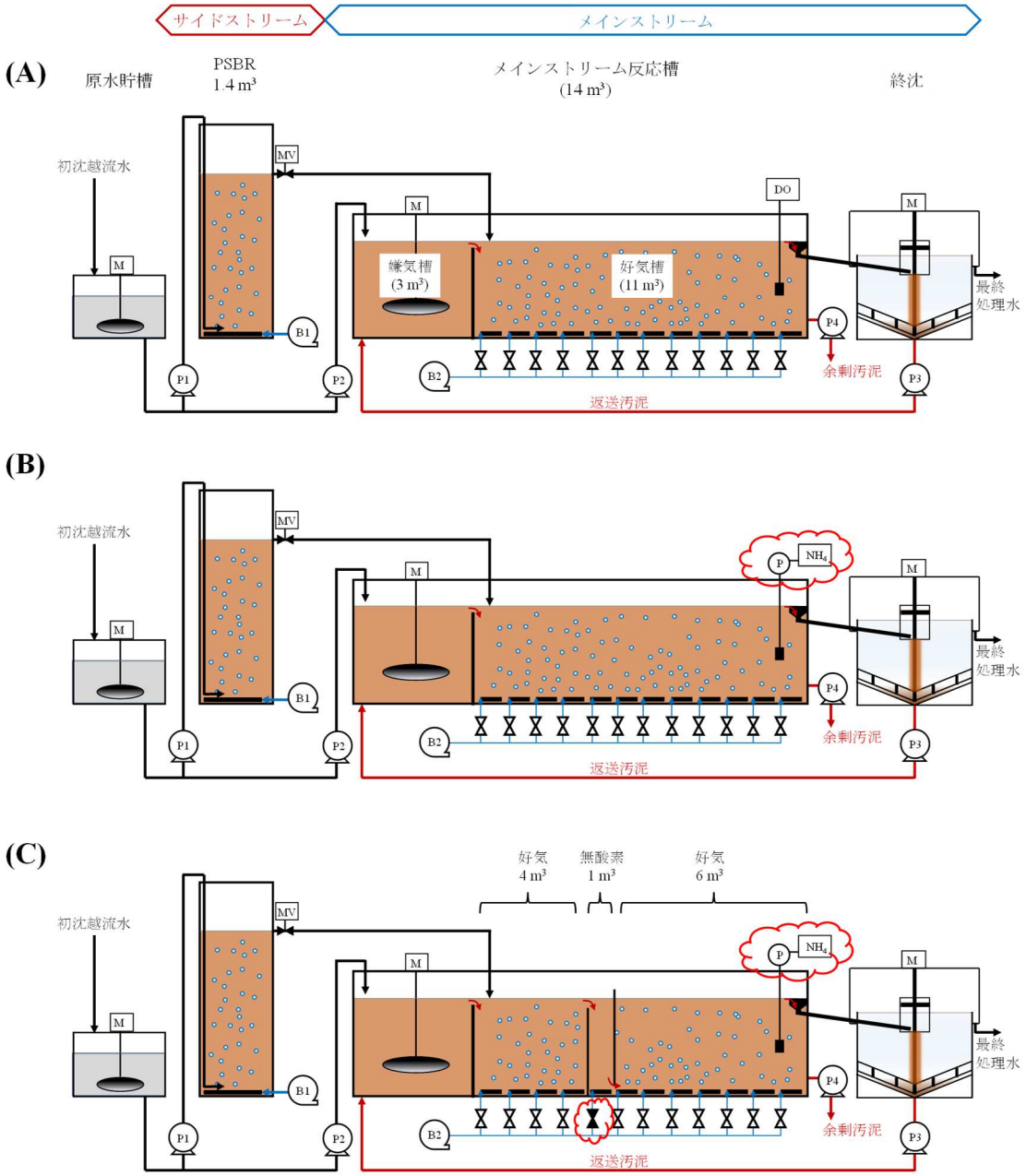


図 4-1　パイロットスケールプラントの運転条件の概要図

（A）Phase E-I、（B）Phase E-II、（C）Phase E-III

表 4-2　原水水質およびパイロットスケールプラントの運転条件

| Phase | E-I | E-II | E-III |
|---|---|---|---|
| 運転日数 [d] | 842–893 | 894–914 | 915–970 |
| **原水水質** | | | |
| TOC [mg/L] | 59 ± 12 | 49 ± 8 | 48 ± 15 |
| DOC [mg/L] | 42 ± 11 | 33 ± 6 | 30 ± 12 |
| tBOD [mg/L] | 97 ± 33 | 79 ± 25 | 77 ± 25 |
| sBOD [mg/L] | 57 ± 22 | 52 ± 19 | 46 ± 15 |
| SS [mg/L] | 30 ± 6 | 22 ± 3 | 23 ± 5 |
| TN [mg/L] | 26 ± 5 | 24 ± 3 | 23 ± 6 |
| $NH_4$-N [mg/L] | 16 ± 3 | 16 ± 2 | 15 ± 4 |
| TP [mg/L] | 2.5 ± 0.6 | 2.6 ± 0.4 | 2.4 ± 0.8 |
| TOC/TN | 2.3 ± 0.2 | 2.1 ± 0.1 | 2.1 ± 0.4 |
| tBOD/TN | 3.7 ± 0.8 | 3.4 ± 0.8 | 3.2 ± 0.6 |
| **パイロットスケールプラント運転条件** | | | |
| 原水流量 [$m^3$/d] | 62 ± 9 | 64 ± 0 | 64 ± 3 |
| TOC 容積負荷 [kg/$m^3$ d] | 0.23 ± 0.06 | 0.20 ± 0.03 | 0.21 ± 0.06 |
| tBOD 容積負荷 [kgBOD/$m^3$ d] | 0.36 ± 0.16 | 0.33 ± 0.11 | 0.32 ± 0.11 |
| SRT [d] | 13.8 ± 1.2 | 18 ± 3.5 | 13.7 ± 2.5 |
| メインストリーム反応槽水温 [ºC] | 28.2 ± 1.5 | 28.9 ± 1.0 | 26.4 ± 2.5 |
| メインストリーム好気槽 曝気制御(設定値) | DO 濃度 (1 mg/L) | $NH_4$-N 濃度 (1mgN/L) | $NH_4$-N 濃度 (1mgN/L) |
| メインストリーム好気槽 無酸素ゾーン | − | − | ＋ |
| **PSBR 運転条件** | | | |
| 原水流量 [$m^3$/d] | 5.8 ± 0.5 | 6.5 ± 0.0 | 6.1 ± 0.6 |
| TOC 容積負荷 [kg/$m^3$ d] | 0.24 ± 0.05 | 0.22 ± 0.04 | 0.16 ± 0.12 |
| tBOD 容積負荷 [kg/$m^3$ d] | 0.40 ± 0.12 | 0.36 ± 0.12 | 0.34 ± 0.11 |
| 汚泥排出量 [kgSS/d] | 0.61 ± 0.07 | 0.63 ± 0.01 | 0.61 ± 0.03 |

### 4.2.4. サンプリング

パイロットスケールプラントにおける試料のサンプリング方法は 3.2.4 に準じた。

### 4.2.5.　アンモニア酸化反応における酸素利用速度の測定

AGS が優占化したメインストリームプロセスの汚泥を用い、DO 濃度とアンモニア酸化反応による酸素利用速度（oxygen uptake rate：OUR）の関係を把握することを目的としたバッチ試験を Standard methods（APHA/AWWA/WEF, 2012）に準じて実施した。メインストリーム好気槽末端から採取した汚泥と、実設備活性汚泥（標準法）反応槽から採取した浮遊活性汚泥を用い（対象：857 日目に採取）、汚泥混合液には塩化アンモニウムを終濃度 20 mgN/L となるように添加した。酸素を十分に溶解させた汚泥混合液をフランビンに投入し、空気中からの余分な酸素溶解を防ぐために密栓した。汚泥混合液を攪拌しながらフランビン内の DO 濃度を連続測定することにより OUR を把握し、単位汚泥量あたりの OUR（mgO/gMLSS h）と DO 濃度の関係を求めた。また、ミカエリス–メンテン式にフィッティングすることで硝化活性における DO 濃度の半飽和定数（$k_{m_O}$）を算出した。

### 4.2.6.　分析

各種水質および汚泥の分析方法は 3.2.5 に準じた。有機態窒素（Org-N）濃度は、TN 濃度から $NH_4$-N、$NO_2$-N、$NO_3$-N 各濃度の合計を差し引いて求めた。ケルダール窒素（TKN）濃度は、TN 濃度から $NO_2$-N、$NO_3$-N 各濃度の合計を差し引いて求めた。

### 4.2.7.　計算

#### （1）窒素マスバランス

各窒素除去形態の量を Eq. 4-1–Eq. 4-4 により計算し、マスバランスを評価した。メインストリーム嫌気槽内で $NO_2$-N および $NO_3$-N は検出されなかったため、返送される汚泥混合液中の $NO_2$-N および $NO_3$-N は嫌気槽内で全量脱窒されたものとした。$N_{removed}$ に対する $N_{ana_dn}$、$N_w$、$N_{SND,SBR}$ の割合をそれぞれ $R_{ana_dn}$、$R_w$、$R_{SND,SBR}$（%）として算出した。

$$N_{removed} = (C_{TN_{inf}} - C_{TN_{eff}}) \times Q_{eff.} \qquad (Eq. 4-1)$$

$$N_{ana_dn} = C_{NO_x-N_eff} \times Q_r \qquad (Eq. 4-2)$$

$$N_w = MLSS_{main} \times \frac{P_{N_MLSS}}{100} \times Q_w \qquad (Eq. 4-3)$$

$$N_{SND,SBR} = N_{removed} - N_{ana_dn} - N_w \qquad (Eq. 4-4)$$

- ✓ $N_{removed}$ ：パイロットスケールプラント全体での窒素除去量（kgN/d）
- ✓ $N_{ana_dn}$：メインストリーム嫌気槽内での脱窒量（kgN/d）
- ✓ $N_w$：メインストリームプロセスからの余剰汚泥引き抜きによる窒素除去量（kgN/d）
- ✓ $N_{SND,SBR}$：メインストリーム好気槽内における SND 量と PSBR での窒素除去量の合計（kgN/d）
- ✓ $C_{TN_inf}$：原水 TN 濃度（kgN/m$^3$）

- ✓ $C_{TN_eff}$：最終処理水 TN 濃度（kgN/m$^3$）
- ✓ $Q_{eff}$：最終処理水量（m$^3$/d）
- ✓ $C_{NOx\text{-}N_eff}$：最終処理水 $NO_x$-N 濃度（kgN/m$^3$）
- ✓ $Q_r$：返送汚泥流量（m$^3$/d）
- ✓ $MLSS_{main}$：メインストリーム反応槽内ない汚泥の MLSS 濃度（kgSS/m$^3$）
- ✓ $P_{N_MLSS}$：メインストリーム反応槽内汚泥の MLSS 中の窒素含有割合（%）（実測により9%とした）
- ✓ $Q_w$：余剰汚泥流量（m$^3$/d）

**（２）曝気効率**

曝気効率を、処理水量に対する供給空気量（$E_{air/water}$ : Nm$^3$/m$^3$）と除去窒素量に対する供給空気量（$E_{air/N_removed}$ : Nm$^3$/kgN）を指標として評価した。それぞれの曝気効率は式 Eq. 4-5 および Eq. 4-6 で求めた。供給空気量は、PSBR とメインストリーム好気槽への供給空気量の合計値とし、メインストリーム好気槽への供給空気量は、空気配管に設置された風量計の指示値を連続的にロギングした値を累積することにより得た。空気供給量の調査は、Phase E-I における 19 日間　(842–860 日目)、および Phase E-III における 8 日間　(926–933 日目）で実施した。

$$E_{air/water} = \frac{\sum_t (F_{air_main} + F_{air_SBR})}{\sum_t Q_{eff}} \qquad (Eq. 4-5)$$

$$E_{air/N_{removed}} = \frac{\sum_t (F_{air_main} + F_{air_SBR})}{\sum_t N_{removed}} \qquad (Eq. 4-6)$$

- ✓ $F_{air_main}$: メインストリーム好気槽への空気供給量 (Nm$^3$/d)
- ✓ $F_{air_SBR}$: PSBR への空気供給量 (Nm$^3$/d)

**（３）見かけの汚泥生成効率（$Y_{obs}$）**

$Y_{obs}$ は、除去 TOC の累積量と、余剰汚泥排出量および最終処理水 SS 排出量の合計値の累積量の傾きから求めた。

### 4.2.8.　統計解析

統計解析は 3.2.7 に準じた。

## 4.3.　実験結果および考察

### 4.3.1.　汚泥性状

PSBR 内の汚泥の Phase E-I、E-II、E-III における SVI30 はそれぞれ 53 ± 4、48 ± 3、55 ± 4 mL/g、SVI30/SVI5 はそれぞれ 0.64 ± 0.04、0.69 ± 0.05、0.58 ± 0.05 であり（図 4-2B）、第 3 章の実証試験（図 3-8A）と同等の良好な沈降性が安定して維持されていた。また、本試験期間中の AGS fraction は 58 ± 5%（$n = 3$）であり、AGS fraction に関しても第 3 章（52–62%）と同等であった。顕微鏡観察からも 200 から 500 μm 程度の AGS で構成されていることが確認された（図 4-2D）。

メインストリーム反応槽内汚泥の Phase E-I、E-II、E-III の SVI30 はそれぞれ 68 ± 6、74 ± 4、75 ± 5 mL/g であり（図 4-2C）、第 2 章のメインストリーム反応槽内汚泥性状と同様 100 mL/g 以下の良好な汚泥沈降性を安定維持した。Regmi ら（2022）は、ハイドロサイクロンを用いて、CFAS 汚泥の沈降性を改善しているが、汚泥混合液の SRT が 12 日よりも長くなると、選択的な汚泥の排出量の減少により SVI が 100 mL/g 以上に悪化したことを報告している。本研究では、12 日以上の SRT で運転されており（表 4-2）、AGS augmentation strategy を用いた CF-AGS では、選択的な汚泥排出手法を用いる CF-AGS と比較して長い SRT での運転が可能であることが示された。また、SRT を長く維持した運転が可能であったことから、MLSS は 3000 mg/L 以上の高濃度に維持された（図 4-2C）。メインストリーム反応槽では、PSBR 槽内で観察された 500 μm を超える粒径の AGS は観察されなかったものの、高密度な 200 μm 程度の AGS が主に観察された（図 4-2E）。さらに、曝気制御の変更や無酸素槽の導入によらず、AGS fraction は 58 ± 5%　（$n = 3$）で維持されたことから、曝気制御の変更や無酸素槽の導入によらず、良好な汚泥性状を維持し、安定運転が可能であることが確認された。

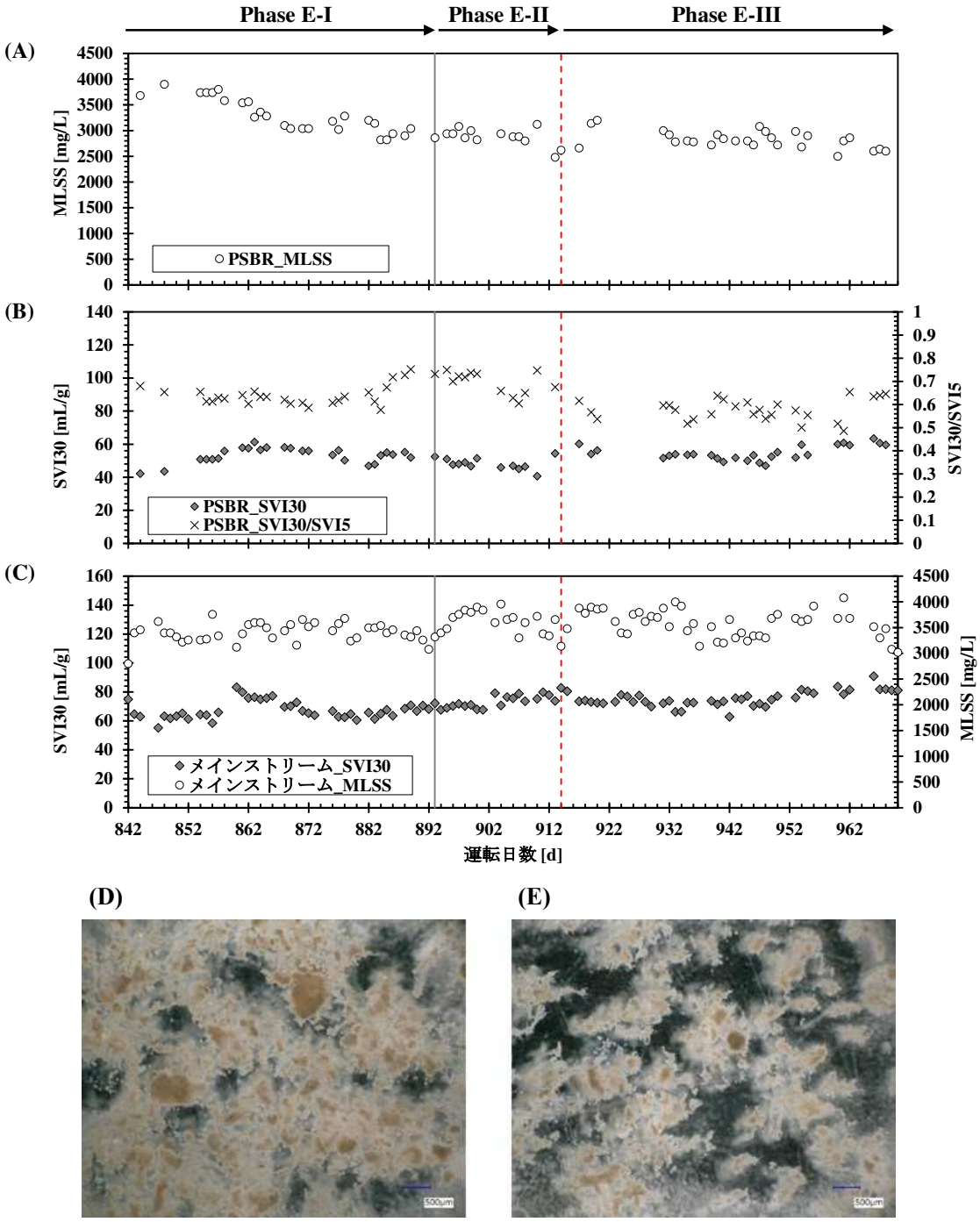


図 4-2　パイロットスケールプラントの汚泥性状

（A）PSBR 汚泥の MLSS 濃度、（B）PSBR の SVI30 および SVI30/SVI5、

（C）メインストリーム反応槽内汚泥の SVI30 および MLSS 濃度、

（D）PSBR 槽内汚泥観察写真（947 日目）、

（E）メインストリーム反応槽内汚泥観察写真（947 日目）

### 4.3.2.　有機物処理

メインストリームプロセスにおける有機物処理性能を表 4-3 にまとめている。全期間を通して最終処理水 TOC、DOC、SS はいずれも 10 mg/L 未満で安定的に推移し、良好な有機物処理性能を維持した。AGS-SBR プロセスでは、処理水 SS 濃度が 10–20 mg/L 程度であったと報告されており（Ni et al., 2009；Giesen et al., 2013；Pronk et al., 2015；Derlon et al., 2016）、本研究のパイロットスケールプラントにおける SS 除去性能は AGS-SBR のそれよりも優れいていた。汚泥中の AGS fraction が 80%以上程度と高すぎると処理水 SS 濃度が悪化すると報告されているが、これはフロック汚泥のほうが AGS 汚泥よりも、SS 捕捉を行う *Vorticella* や *Carchesium* などの原生動物類が棲みつきやすいことに起因すると推察されている（Rocktäschel et al., 2015）。本研究のメインストリーム反応槽内汚泥は 50%程度の AGS と 50%程度のフロック汚泥で構成されていたことから、原生動物類も定着していたものと考えられ、全体として最終処理水中の SS を低く維持することができたと考えられた。他方、Phase E-I、E-II、E-III における最終処理水 tBOD はそれぞれ 3.6 ± 3.0、3.3 ± 3.5、5.3 ± 4.6 mg/L であり、$NH_4$-N 濃度に基づく曝気制御と無酸素槽の導入を行った Phase E-III で僅かに高くなった。ATU-BOD は各 Phase で同等であったことから、好気槽末端の $NH_4$-N 濃度に基づく曝気制御を導入し、アンモニアが最終処理水に残存した（後述）ことが tBOD の上昇に影響したものと推察されたが、最終処理水質を顕著に悪化させるものではなかった。以上から、AGS augmentation strategy を適用した CF-AGS のメインストリームプロセスにおいて、好気槽末端の $NH_4$-N 濃度を 1 mgN/L 残存する曝気制御法を導入しても良好な有機物処理を達成し得ることが確認された。

表 4-3　パイロットスケールプラントにおける有機物処理性能 [a]

| | 最終処理水質 [mg/L] | | | 除去率 [%] | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Phase | E-I | E-II | E-III | E-I | E-II | E-III |
| TOC | 9.2 ± 1.3 | 7.5 ± 1.3 | 7.2 ± 1.5 | 84 ± 3 | 85 ± 2 | 84 ± 6 |
| DOC | 8.1 ± 1.0 | 7.2 ± 1.4 | 6.4 ± 1.6 | 79 ± 5 | 78 ± 3 | 77 ± 8 |
| tBOD | 3.6 ± 3.0 | 3.3 ± 3.5 | 5.3 ± 4.6 | 96 ± 2 | 96 ± 1 | 93 ± 3 |
| ATU-tBOD | 2.0 ± 0.6 | 1.2 ± 0.4 | 1.8 ± 0.5 | N.A. | N.A. | N.A. |
| SS | 4.0 ± 1.7 | 2.0 ± 0.5 | 3.6 ± 1.6 | 87 ± 4 | 91 ± 2 | 84 ± 11 |

[a]　N.A.：データなし

### 4.3.3.　窒素処理

図 4-3 に原水窒素濃度の推移とパイロットスケールプラントによる窒素の処理実績を示す。本実証試験の期間を通して、最終処理水中に $NO_2$-N は検出されなかった（< 0.2 mg N/L）。

#### （1）硝化

Phase E-I における最終処理水 $NH_4$-N 濃度は 0.4 ± 0.2 mgN/L であり、原水の濃度変動に影響を受けることなく DO 濃度制御運転によってほぼ完全な硝化が達成された。また、Phase E-II および Phase E-III においても、最終処理水 $NH_4$-N 濃度はそれぞれ 1.2 ± 0.4、1.4 ± 0.6 mgN/L であり、$NH_4$-N 濃度の制御値（1 mgN/L）に概ね維持されていた（図 4-3C）。SRT はいずれの Phase においても完全硝化が可能な範囲に維持されており（表 4-2）、また期間を通して最終処理水中に亜硝酸態窒素が検出されなかったことから、メインストリームプロセスの汚泥中にはアンモニア酸化菌および亜硝酸酸化菌は十分量維持されていたことが推察された。以上のことから、十分量の硝化菌が存在し得る SRT 条件下においても、$NH_4$-N 濃度をモニタリングしながら曝気量を制御することで、好気槽内において完全硝化を起こさない程度に硝化速度をコントロールすることが可能であることが示された。

#### （2）TN 除去

Phase E-I における最終処理水 TN 濃度は、14.6 ± 2.8 mgN/L であった。降雨の影響による原水 TN 濃度の低下に伴い、最終処理水中の TN 濃度が 10 mgN/L 以下に低下したが、その後原水濃度が上昇することで最終処理水 TN 濃度も上昇した（> 15 mgN/L）（図 4-3A, B）。また、TN 除去率も 30–57%の範囲で大きく変動し（図 4-3C）、TN 除去率の低下と連動して、$R_{SND,SBR}$ が 20%以下に大きく低下した（図 4-3D）。ここで Phase E-I における CN 比は低く安定していた（TOC/TN = 2.3 ± 0.2；表 4-2）。低有機物濃度かつ低 CN 比の原水条件は、下水処理における脱窒性能の低下を招くことが知られていることから（Bueno et al., 2018）、Phase E-I における TN 除去率の低下は、原水濃度の低下が影響したものと考えられた。一方、Phase E-II の処理水 TN 濃度は 14 mgN/L 以下を維持し、Phase E-I と比べて最終処理水質の改善が見られた。原水濃度が安定していた 895–903 日目では、TN 除去率が比較的高く（48–58%）安定的に推移するとともに、$R_{SND,SBR}$ も約 50%に上昇した。その後、原水濃度の低下に連動して TN 除去率は低下したものの、40%以上を維持した。また、Phase E-III では、原水 TN 濃度が 8.2 mgN/L に低下した 948 日目を除き TN 除去率は 40%以上を維持し、最大で 60%まで上昇した。

最終処理水の平均 TN 濃度は Phase E-I と比較して Phase E-II（11.9 ± 1.7 mgN/L）および Phase E-III（11.2 ± 2.3 mgN/L）で有意に低くなった（$p < 0.05$）。また、Phase E-I、E-II、E-III における TN 除去率の平均値はそれぞれ 43.2 ± 5.5、 49.3 ± 4.1、50.1 ± 10.2%であった。Phase E-II および E-III では、Phase E-I よりも原水濃度が低く推移したが（表 4-2）、TN 除去率は相対的に高く維持される結果が得られたことから、$NH_4$-N 濃度の測定値に基づいた曝気制

御を導入することで原水濃度変動が大きい条件下においても安定して高い窒素除去が達成されることが示された。

図 4-4 に TN 除去率と $R_{ana_dn}$、$R_w$、$R_{SND,SBR}$ の関係をまとめている。いずれの Phase においても、$R_{ana_dn}$ および $R_w$ はともに TN 除去率と負の相関を示したのに対し、$R_{SND,SBR}$ は正の相関を示した。本研究では PSBR の窒素除去量を精緻に把握できていないが、PSBR 運転条件は試験期間を通して同一であり、その窒素処理状況が全体の処理に与える影響は少ないものと想定される。以上のことから、SBR-AGS を用いて窒素処理を試みている既報（de Kreuk et al., 2005; Pronk et al., 2015）と同様、AGS augmentation strategy を用いた CF-AGS においても SND 効率を高めることが TN 除去性能の向上に重要であることが示された。Phase E-II、E-III における平均 $R_{SND,SBR}$ はそれぞれ 41.6 ± 15.9、38.4 ± 19.3%であり、Phase E-I（25.9 ± 14.9 %）と比較して有意な上昇が確認された（$p < 0.05$）。つまり、AGS augmentation strategy を用いた CF-AGS プロセスにおいて、$NH_4$-N 濃度の測定値に基づいた曝気制御を導入することで、メインストリームプロセス好気槽内での SND 効率を高め、安定した窒素除去が可能となることが明らかとなった。

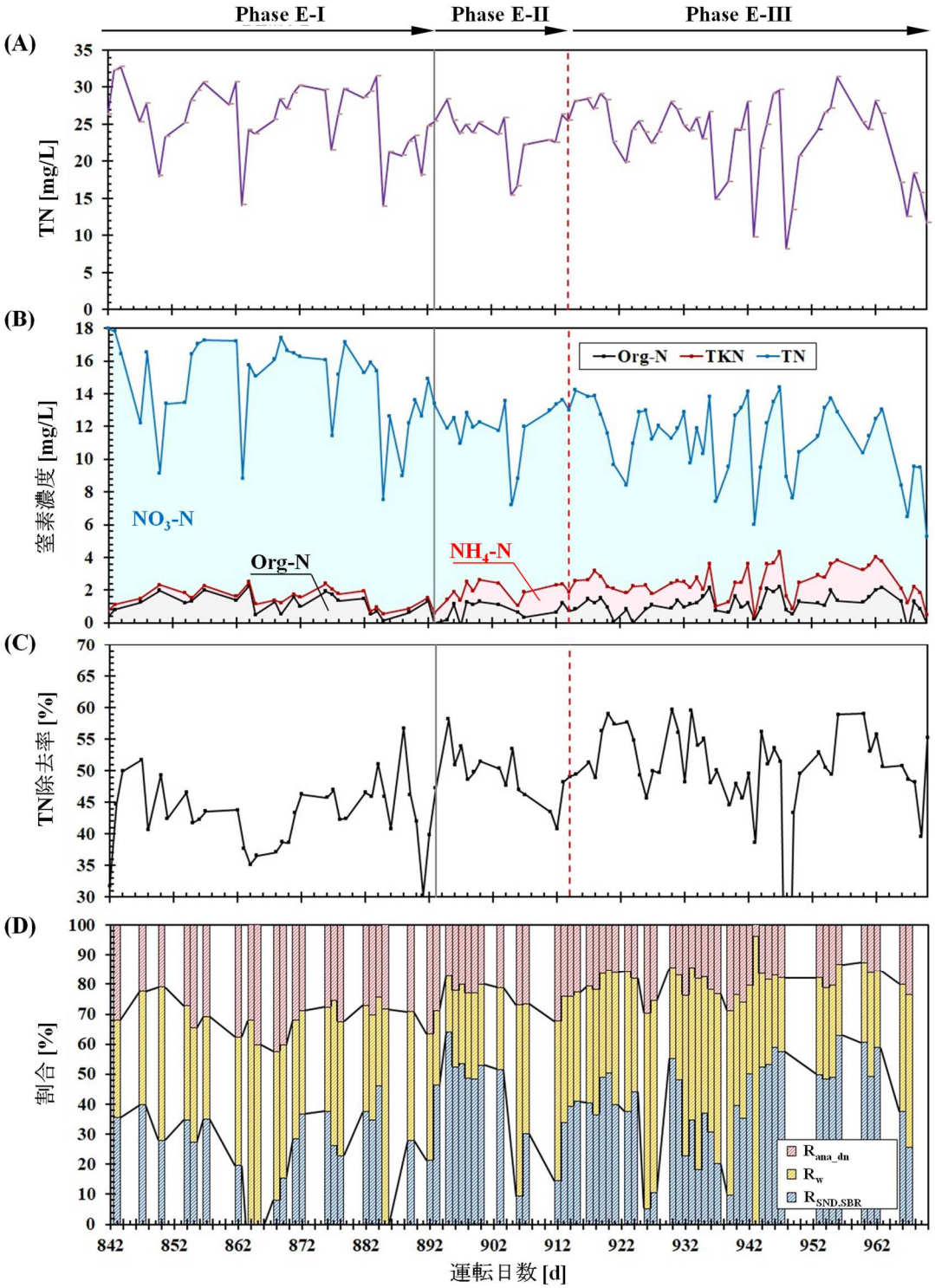


図 4-3　原水窒素濃度およびパイロットスケールプラントにおける窒素処理成績
（A）原水 TN 濃度、（B）最終処理水の各態窒素濃度、（C）TN 除去率、
（D）窒素除去形態の寄与率

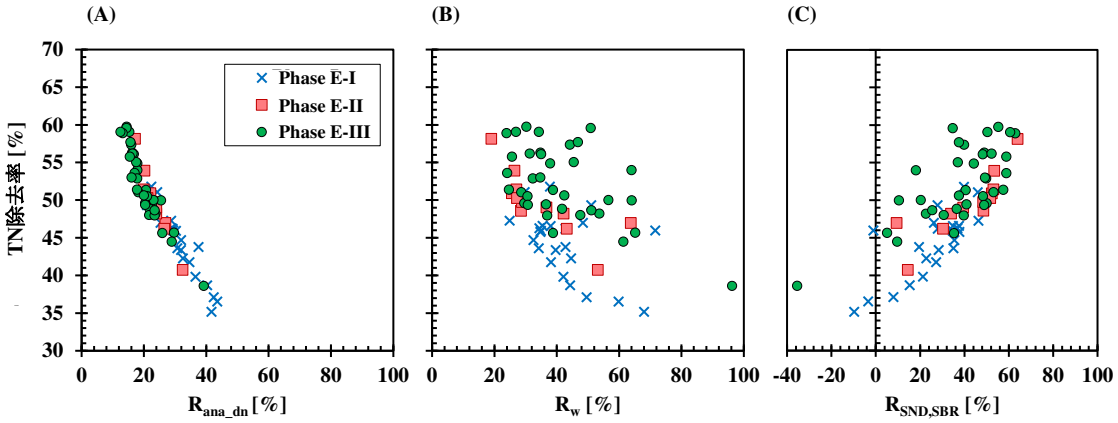


図 4-4　パイロットスケールプラントにおける各窒素除去形態と TN 除去率の関係
（A）$R_{ana_dn}$、（B）$R_w$、（C）$R_{SND,SBR}$

### （３）SND 効率に与える DO 濃度の影響

OUR 測定により、メインストリームプロセス内の汚泥および浮遊活性汚泥のアンモニア酸化活性と DO 濃度の関係を評価した結果、いずれも最大の活性を示す DO 濃度が 2 mg/L 程度で同等であった（図 4-5）。また、最大のアンモニア酸化活性が得られる DO 濃度は、希薄下水で培養された既報の AGS と同等であった（Layer et al., 2020）。$k_{m_O}$ は 0.6 mg/L であり、対照とした浮遊の活性汚泥における $k_{m_O}$（0.2 mg/L）と比較して高い値であった。この結果は、メインストリームプロセスの汚泥では浮遊活性汚泥と比較して高い DO 濃度条件下においても酸素の浸透制限が起こることを示唆している。つまり、フロック汚泥よりも AGS の方が好気状態においても汚泥内部に無酸素領域が形成されやすいことが確認された。

図 4-6 にメインストリーム好気槽末端部 DO 濃度の推移を示している。Phase E-II、E-III の DO 濃度の中央値はそれぞれ 0.52 mg/L、0.51 mg/L であり、いずれも Phase E-I と比較して有意に低下した（$p < 0.05$）。また、図 4-7 に各 Phase のメインストリーム好気槽末端部における DO 濃度と $R_{SND,SBR}$ の関係を示している。$NH_4$-N 濃度に基づいた曝気制御期間（Phase E-II、E-III）において、原水濃度低下時の TN 除去率は不安定ではあったものの、0.5 mg/L よりも低い DO 濃度において 40%以上の高い $R_{SND,SBR}$ となる傾向が示された。このことから、$R_{SND,SBR}$ を高く維持するためには、好気槽末端部の DO を 0.5 mg/L 以下に制御することが必要であることが示唆された。この DO 濃度がメインストリーム反応槽内汚泥の $k_{m_O}$ 値（0.6 mg/L）と同等以下であったことも、メインストリームプロセスに存在する AGS 内部において無酸素領域が形成され、SND が促進されたことを支持するものといえる。Layer ら（2020）は、実下水を基質とした系において、液中の DO 濃度と AGS の粒径が AGS 内部の酸化還元電位に与える影響をシミュレーションにより解析し、粒径 500 μm の AGS に関しては、液中の DO 濃度を 1 mg/L 以下とすることで AGS 内部に無酸素状態の形成が可能であることを示している。本研究のメインストリームプロセスの AGS 汚泥は、AGS fraction が全バイ

オマスの 52–60%を占めていたが、516 μm 以上の粒径を有する AGS は約 8%であり、大部分は比較的小さい粒径を有する AGS で構成されていた。すなわち、AGS 粒径が比較的小さいため、本研究では無酸素状態の形成のために既往研究よりも低い DO 濃度（≤ 0.5 mg/L）を必要としたものと考えられた。他方、$NH_4$-N 濃度計に基づく曝気制御により得られた 0.5 mg/L という低い DO 条件は OUR 試験で得られた $k_{m_O}$ 値（0.6 mg/L）よりも低かったことから、メインストリープロセス内では硝化活性が低下し得ることも示唆している。しかし、メインストリーム反応槽内の MLSS 濃度を 3000 mg/L 以上の高濃度に維持できていたことから、低 DO 条件下でも硝化速度を高く維持することが可能であり、その結果として窒素除去を促進することができたものと考えられた。

Phase E-II および E-III では、メインストリームプロセスにおいて $NH_4$-N 濃度に基づいて曝気を行うことで窒素除去性能が安定化する結果が得られたが、原水濃度が低下した際に $R_{SND,SBR}$ および TN 除去率が低下する傾向が見られた。特に DO 濃度が 0.5 mg/L 以上となった際に $R_{SND,SBR}$ が低下する傾向が見られたことから（図 4-7）、安定して高い $R_{SND,SBR}$ と TN 除去を維持するためには、$NH_4$-N 濃度に加えて DO 濃度もモニタリングし、DO 濃度を一定以下に抑制する曝気制御方法を採用することが望ましいと考えられた。また、Phase E-III における無酸素槽の導入は窒素除去率の向上に幾らかの効果があったものと考えられたが、さほど顕著な効果とは言えなかったことから、より安定した窒素除去を達成するためには、好気槽末端の水質に基づく曝気制御のみでなく、前段好気槽の曝気制御法も最適化する必要性があると考えられた。

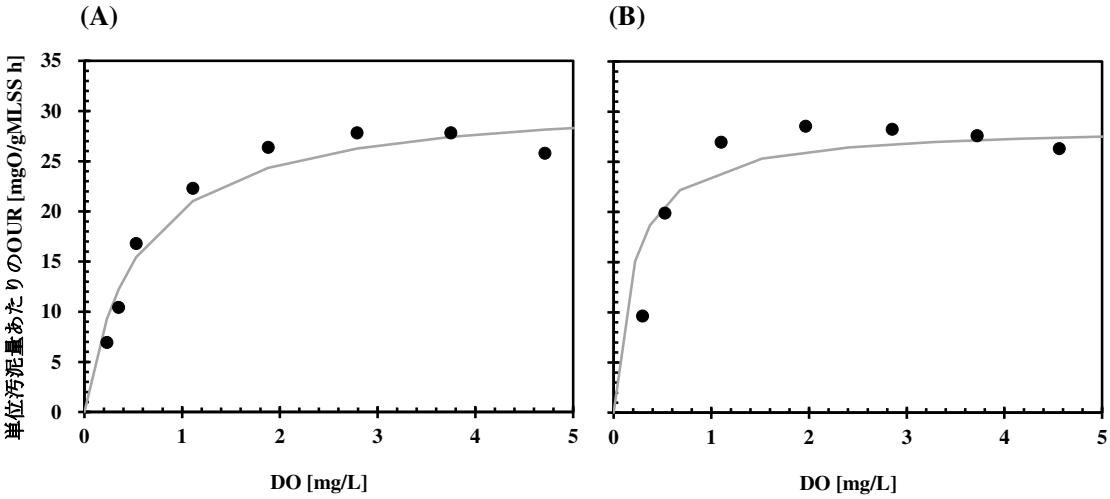


図 4-5　アンモニア酸化反応における OUR と DO 濃度の関係
（A）メインストリームプロセス内汚泥、（B）浮遊活性汚泥

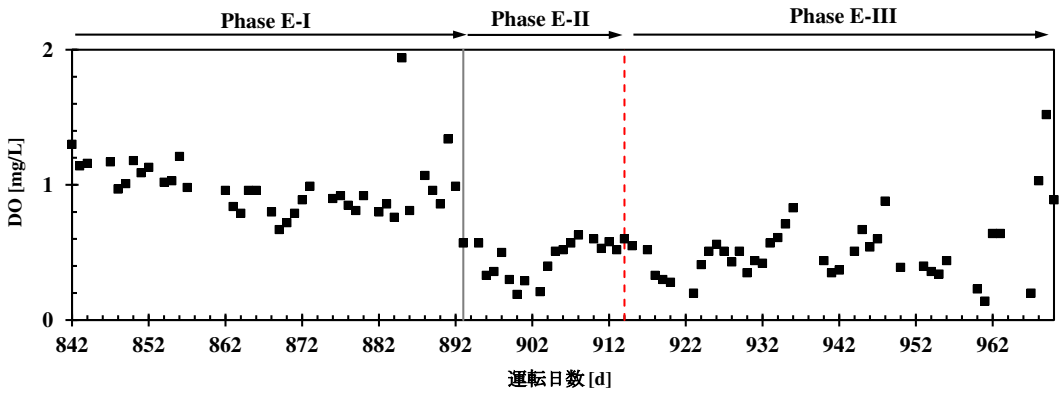


図 4-6　メインストリーム好気槽末端部の DO 濃度推移

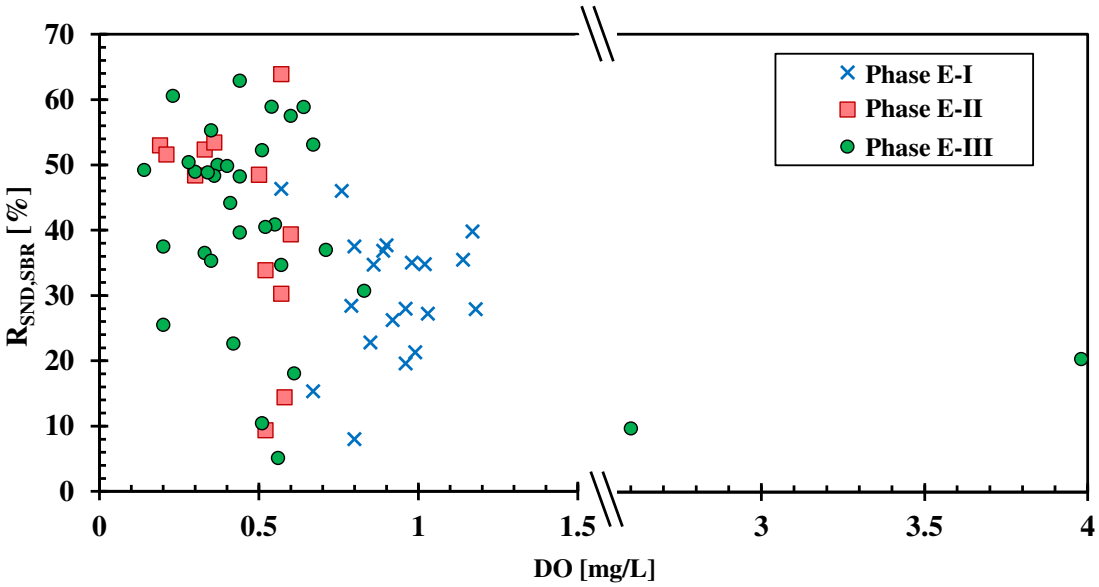


図 4-7　メインストリーム好気槽末端部 DO 濃度と $R_{SND,SBR}$ の関係

### 4.3.4.　リン処理

図 4-8 にリンの除去成績を示している。Phase E-I では、降雨による原水 TOC 濃度の低下に伴い最終処理水 TP 濃度が上昇し、原水 TOC 濃度の回復後も最終処理水 TP 濃度の低下までに数日のラグタイムを要した。また、原水 TOC 濃度が 50 mg/L 以下になった 885–891 日目では、最終処理水 TP 濃度は 1 mg/L 以上で推移した。TP 除去率の平均値および中央値はそれぞれ 68、89%と良好であったが、25%四分位点は 52%であり、除去率は大きく変動する傾向を示した（図 4-8C）。Phase E-II 以降も原水濃度の変動に伴って最終処理水 TP 濃度は変動したが、Phase E-II および Phase E-III それぞれの TP 除去率の 25%四分位点は 81%、78%であった。この結果は Phase E-I と比較して比較的良好な TP 除去が安定に維持されたことを示している。また、Phase E-I よりも Phase E-II および E-III の方が原水 TOC 濃度低く、変動も大きかったことから（表 4-2）、$NH_4$-N 濃度計に基づく曝気制御により、原水濃度が大きく変動する条件下においても優れたリン除去を安定して維持可能であることが示された。

メインストリームプロセスの処理方式は AO 法であり、生物学的にリンが除去できる EBPR である。EBPR では、汚泥中に集積された PAO の働きによりリン除去が促進される。リン除去の悪化要因としては、主に原水の基質や水温条件等に起因する PAO と GAO による競合（Panswd et al., 2003; Lopez-Vazquez et al., 2009）、好気槽における過度な曝気（Brdjanovic et al, 1998; Pijuan et al., 2006）、嫌気槽への返送汚泥由来の $NO_3$-N もしくは DO 混入（Kuba et al., 1994; Chen et al., 2020a）が挙げられる。メインストリーム好気槽末端の DO 濃度を一定となるように維持して運転した Phase E-I では、原水濃度の低下に連動してリン除去が悪化していた。ここで、原水濃度の上昇時にはリンの除去率は回復しおり、また下水中の基質変動や水温変動の影響も大きくないものと推測されることから、PAO と GAO との競合によりリン除去が不安定性を招いた可能性は低いと考えられた。一方、$NH_4$-N 濃度に基づく曝気制御を実施した Phase E-II および E-III では、Phase I と比較してメインストリーム好気槽末端 DO 濃度と最終処理水中の $NO_3$-N 濃度がともに低下した（図 4-3B、図 4-6）。以上のことから、$NH_4$-N 濃度に基づく曝気制御を導入することで嫌気槽への $NO_3$-N 及び DO 負荷が低下し、安定して優れたリン除去が達成されたものと考えられた。

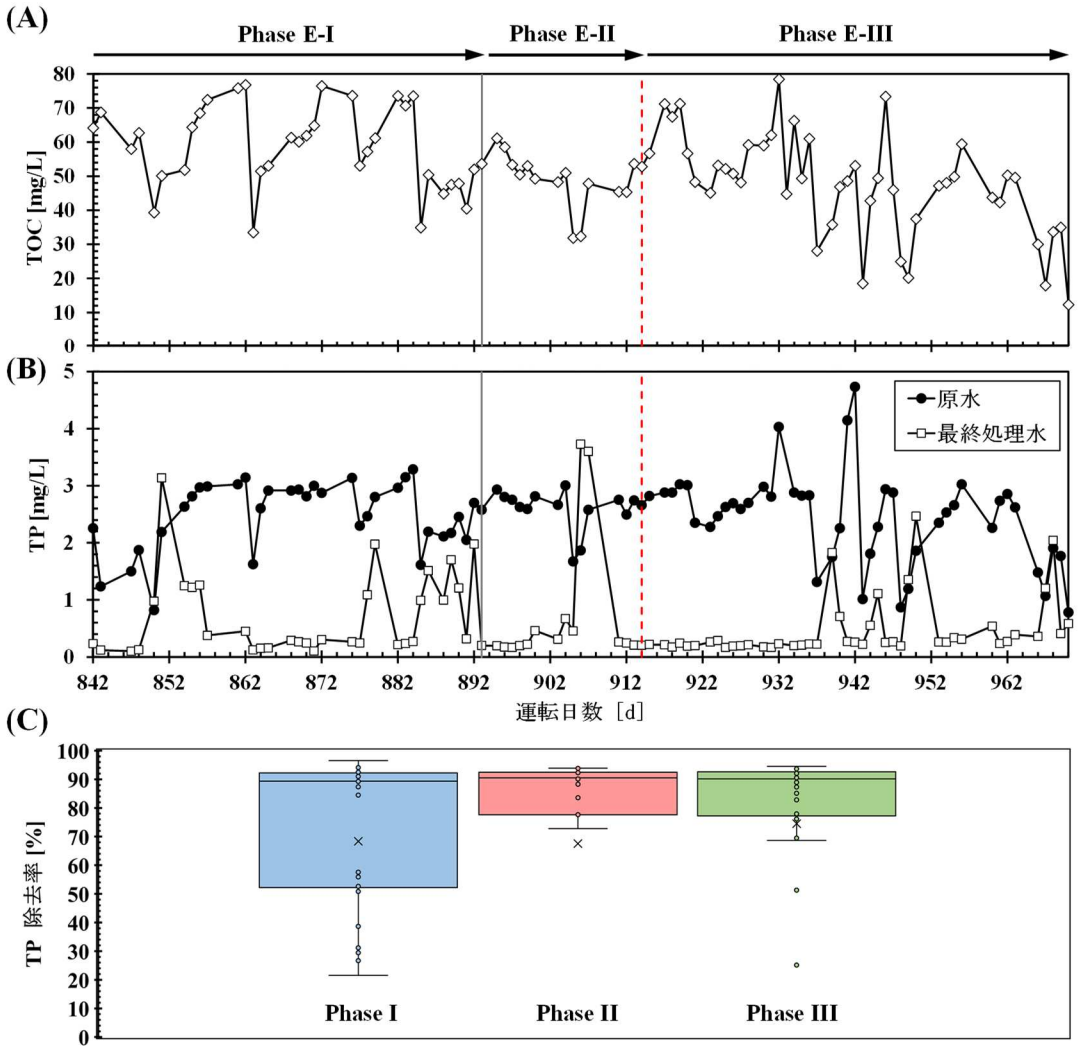


図 4-8　メインストリームプロセスのリン除去成績
（A）原水 TOC 濃度推移、（B）原水および最終処理水 TP 濃度推移、
（C）各 Phase における TP 除去率

### 4.3.5.　曝気効率の評価

図 4-9 は Phase E-I および Phase E-III における曝気効率の算定結果を示している。Phase III では、Phase I と比較して、$E_{air/water}$ として 26%、$E_{air/Nremoved}$ として 29%の曝気効率の改善が確認された。生物処理における必要酸素量は好気的な有機物酸化、硝化、バイオマスによる内生呼吸、好気槽における残存酸素の総量で決定される。SND 量の上昇は、従属栄養脱窒による有機物分解量の上昇につながり、好気的な有機物酸化に要する酸素量の削減が期待できる。しかしながら、Phase E-I および E-III における有機物負荷から計算される必要酸素量はそれぞれ 3.5、3.6 $kgO_2/d$ であったのに対し（BOD 分解係数を 0.6 $kgO_2/kgBOD$ として計

算）、Phase E-I および E-III の SND による必要酸素低減量はそれぞれ 0.31、0.45 $kgO_2/d$（従属栄養脱窒により消費される BOD 量を 2.86 kgBOD/kgN とした）と試算されたことから、SND 反応による必要酸素量の低減効果は大きくないと推測された。ここで、バイオマスの生成効率（$Y_{obs}$）は、Phase E-I では 1.1 kgSS/kgTOC、Phase E-III では 1.3 kgSS/kgTOC と推算され、Phase E-III のほうが汚泥の $Y_{obs}$ が 18%高い値となった（図 4-10）。つまり、Phase E-III では、完全分解されなかった有機物が汚泥に蓄積され、余剰汚泥として排出されることで生物分解に必要となる酸素量が低減されたことを示唆している。$NH_4$-N 濃度に基づく曝気制御の導入に伴う $Y_{obs}$ 上昇はこれまでに報告のない観察であり、その要因は定かではないが、低 DO 濃度条件下において原水中の有機物の無機化量が低減したことが影響した可能性が考えられた。以上から、AGS augmentation strategy を用いた CF-AGS においてメインストリームプロセスの曝気を $NH_4$-N 濃度に基づいて曝気量を制御する方法を導入することで、栄養塩類除去も含めた優れた下水処理性能とともに、低いカーボンフットプリントも達成されることが示唆された。一方、汚泥発生量の増大を考慮すると、本システムを余剰汚泥からエネルギーを回収する嫌気性消化等の技術とカップリングさせることで、より最適化された下水処理プロセスの実現につながるものと考えられた。

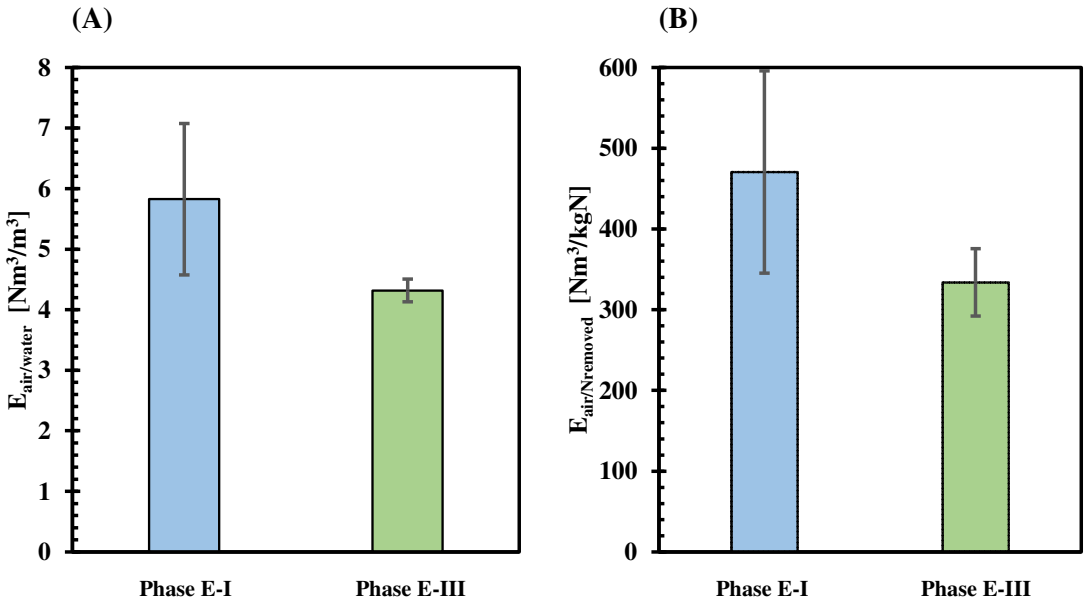


図 4-9　パイロットスケールプラントの曝気風量比較
（A）処理水量あたりの曝気風量、（B）除去窒素量あたりの曝気風量
エラーバーは標準偏差を示す

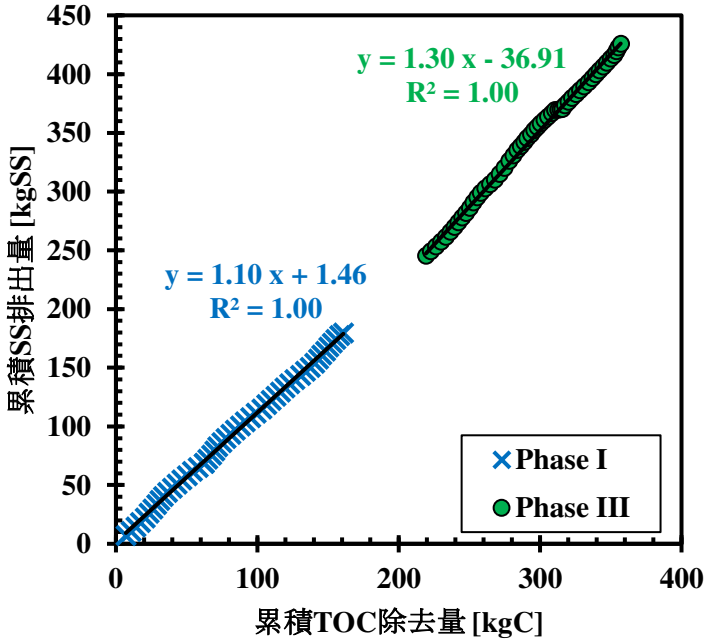


図 4-10　パイロットスケールプラントにおける汚泥生成効率

## 4.4.　要約

第 4 章では、希薄下水を処理対象とした AGS augmentation strategy を用いた CF-AGS において、栄養塩除去性能を向上可能なメインストリームプロセスの運転制御法についてパイロットスケールプラントを用いた検討を行った。メインストリームプロセス好気槽の曝気制御を、DO 濃度（1 mg/L）から $NH_4$-N 濃度（1 mgN/L）に基づく方法に変更することで、原水濃度変動が大きい条件下でも TN 除去率を高めることが可能となった。$NH_4$-N 濃度の制御運転下では、メインストリーム好気槽末端の DO 濃度が 0.5 mg/L 以下に維持されることで $R_{SND,SBR}$ が 40%以上に高まり、その結果 TN 除去率が 50%以上に改善する傾向が得られた。また、DO 濃度の低下と TN 除去性能向上に伴う最終処理水中 $NO_3$-N 濃度の低下により、メインストリームプロセスにおける EBPR が安定化し、リン除去性能が向上する結果が得られた。加えて、DO 濃度に基づく曝気制御と比較して供給空気量を 26–29%削減可能であった。以上のことから、AGS augmentation strategy を適用した CF-AGS プロセスにおいて、メインストリームプロセスの曝気を $NH_4$-N 濃度に基づいて行うことで、栄養塩除去を含む優れた下水処理と低カーボンフットプリントの両立が可能となることが示された。

# 総括ならびに結論

世界中の下水処理に適用されている活性汚泥法は、汚泥の沈降性が不安定であるという長年の課題を有している。特に希薄な下水を大量受け入れている大都市圏の下水処理場では清澄な処理水を得るために活性汚泥リアクター内の汚泥濃度を低く保って運転されることが多いが、下水道設備のフットプリントが大きくなってしまうという問題が生じている。活性汚泥の沈降性が不安定であるという課題を解決する方法として、反応槽内の汚泥濃度を高く保持することを可能とし、栄養塩除去性能にも優れる好気グラニュール汚泥（AGS）を用いた排水処理技術が注目を浴びている。しかし、AGS 技術の希薄下水処理への適用について、特に、既存の下水処理設備にも適用していくことを想定した連続流入式の AGS 技術（CF-AGS）については知見が乏しく、今後の技術開発が求められている。近年連続流入式の活性汚泥法をメインストリームプロセスとし、サイドストリーム SBR 槽で形成された AGS をメインストリームプロセスに供給する AGS augmentation strategy が提唱されている。AGS augmentation strategy を用いた CF-AGS 技術は、既存設備を運用したまま導入が可能であることもメリットであることから、実導入には非常に有望な CF-AGS 技術であると考えられる。しかしやはり希薄下水を処理対象とした研究例はなく、適用性を実証することは AGS 技術を世界中の下水処理場へ適用していく上で重要であると言える。以上の背景から、本研究では、希薄下水を対象として AGS augmentation strategy を用いた CF-AGS を実用化するための技術を確立することを目的とし、希薄下水からの効率的 AGS 形成方法の検討と、パイロットスケールプラントを用いた本プロセスの実証に重点を置いた一連の研究開発を行った。

第 1 章では、主に希薄下水を処理対象とした AGS 技術に関する既往研究について概観することで、研究を進める上で参考となる知見をまとめるとともに、本研究の位置づけを明らかにした。

SBR を用いた AGS 形成には Fill/Draw と SFD 方式の 2 種類が適用されているが、活性汚泥を植種として AGS 形成を早期に実現するためには、高 VER 条件の設定が可能な SFD 方式好ましいことが考えられた。AGS augmentation strategy で利用されるサイドストリーム SBR は、AGS の形成およびメインストリームプロセスへの供給を主目的として運転されるため、AGS の生産量を高めるために OLR を高く運用する必要があるが、1.3 kgCOD/m$^3$ d よりも高い OLR で AGS 形成が達成された実績はなく、高 OLR 条件下でも安定した AGS 形成が可能な SBR 運転条件の解明が必要であるといえる。

CF-AGS に関しては、AGS 形成に係わるファクターを考慮した技術開発が進められているが、いまだ小型スケールでの基礎検討段階を脱していないものがほとんどであった。これは、CFAS の躯体構造が複雑になるというハード面、処理水質が悪化する等のソフト面、双

方の課題が残されていることが要因であると考えられ、下水処理への実導入が容易な CF-AGS 技術の開発が必要であるといえる。本研究がターゲットとする AGS augmentation strategy は、サイドストリーム SBR を設置するだけで既存の CFAS の沈降性や処理性能を高めることが可能であり、既存の CFAS を代替する CF-AGS として非常に有望であると考えられる。

AGS 技術において SND 効率を高め、窒素除去率を高めるには DO 濃度を 2 mg/L 程度に曝気制御する方法が主流である。しかし、希薄下水を処理対象とした AGS では、AGS の粒径が小さいことや、下水中有機物の生物利用性に多大な影響を受けることなど、従来の DO 濃度制御では SND 効率を高めることが困難であるという課題があるいえる。本研究がターゲットとする AGS augmentation strategy においても、SND 効率を高め、栄養塩の除去性能を高めることが可能な曝気制御方法を確立することができれば、AGS 技術の適用範囲を飛躍的に拡大することが可能となると考えられる。

第 2 章では、サイドストリーム SBR における AGS の安定的な形成条件の確立を目的としたラボスケール試験を行った。3 系列の SFD-SBR において VER を 100%に高めることで OLR を 1.3 kgtCOD/$m^3$ d 以上の高値に設定した運転を実施し、約 40 日での AGS 形成に成功した。これは希薄下水を対象とした既往研究の中でも最も短い AGS 形成期間であり、高 VER による高 OLR 運転が早期 AGS 形成に有効であることが明らかとなった。一方、OLR が高くなると汚泥沈降性が不安定となる傾向が見られたが、沈降工程時間を長く設定し、処理水 SS の流出量を抑制した SBR では、AGS の性状を安定化するとともに、有機物負荷量に対する AGS の生成効率も高まる結果が得られた。このことから、高 OLR 条件で SFD-SBR を運転する際には、流入工程中のスラッジブランケットを低く維持することが可能な沈降工程時間と流入 LV 設定とすることが、良好な性状の AGS を効率的に形成する上で重要であることが示された。

第 3 章では、AGS augmentation strategy を適用した CF-AGS の希薄下水処理への適用性についてパイロットスケールプラントを用いた検証を行った。パイロットスケールにスケールアップした SFD-SBR（PSBR）では、ラボスケール試験と同様の 40 日程度での AGS 形成を確認することができ、SFD 方式において VER を 100%と高く設定することが早期 AGS 形成に有効であることが確認された。さらに、AGS 性状の更なる改善を目的として、長い反応工程と短い反応工程を有する Step を交互に繰り返す新しいサイクル運転を導入した結果、SVI30 が有意に改善されるとともに、表面形状が優れた AGS の形成に成功した。また、OLR が高まることで PSBR での汚泥生成量が 50%増加したことから、新しい運転サイクルはサイドストリーム SBR における AGS 性状の安定化とメインストリームプロセスへの AGS 供給量増大を目的とした高 OLR 運転の両立を可能にする有望な運転技術であることが示された。

AGS の供給運転を行ったメインストリームプロセスでは、反応槽内での AGS の保持が進むのに伴って SVI30 が低下し、全体的な汚泥沈降性の改善効果が確認された。また、高 OLR 運転条件下では AGS fraction が顕著に上昇し、メインストリーム反応槽内での AGS の増殖が示唆された。AGS の保持率が高まることで SVI30 が 100 mL/g 以下の良好な値に維持され、MLSS 濃度を高めることが可能となった結果、OLR の変動が大きい条件下でも下水中の有機物およびアンモニア態窒素の安定した処理が可能となった。このことから、AGS augmentation strategy を適用した CF-AGS では、希薄下水を対象とした場合においても処理効率を安定化、向上し得ることが実証されたものといえる。

第 4 章では、希薄下水を処理対象とした AGS augmentation strategy を用いた CF-AGS において、栄養塩除去性能を向上可能なメインストリームプロセスの運転制御法についてパイロットスケールプラントを用いた検討を行った。メインストリームプロセス好気槽の曝気制御を、DO 濃度（1 mg/L）から $NH_4$-N 濃度（1 mgN/L）に基づく方法に変更することで、原水濃度変動が大きい条件下でも TN 除去率を高めることが可能となった。$NH_4$-N 濃度の制御運転下では、メインストリーム好気槽末端の DO 濃度が 0.5 mg/L 以下に維持されることで $R_{SND,SBR}$ が 40%以上に高まり、その結果 TN 除去率が 50%以上に改善する傾向が得られた。また、DO 濃度の低下と TN 除去性能向上に伴う最終処理水中 $NO_3$-N 濃度の低下により、メインストリームプロセスにおける EBPR が安定化し、リン除去性能が向上する結果が得られた。加えて、DO 濃度に基づく曝気制御と比較して供給空気量を 26–29%削減可能であった。以上のことから、AGS augmentation strategy を適用した CF-AGS プロセスにおいて、メインストリームプロセスの曝気を $NH_4$-N 濃度に基づいて行うことで、栄養塩除去を含む優れた下水処理と低カーボンフットプリントの両立が可能となることが示された。

以上、本研究の成果より、AGS augmentation strategy を用いた CF-AGS 技術が希薄下水処理に適用可能であるとともに、栄養塩除去を含む優れた下水処理性能と低カーボンフットプリントの両立が可能であることを実証できた。実用化が進む AGS を用いた排水処理方法は、SBR のみで処理を完結させるプロセスが主流であるが、希薄下水を処理する下水処理場は連続流入式の活性汚泥法が採用されていることが多く、SBR への改築が容易ではない。本研究で開発した AGS augmentation strategy を用いた CF-AGS は、既存下水処理設備に対して容易に AGS 技術を適用し得るという点において AGS 技術の拡大に有望な技術となるものと考えられる。

AGS augmentation strategy を用いた CF-AGS の適用範囲をさらに広げていくためには、主に以下 2 点が必要であると考えている。①AGS 形成が困難とされている、より希薄な濃度範囲の下水を用いた AGS 形成の実証、②実規模スケールでの AGS augmentation strategy の実証。より希薄な濃度下水への適用性については、パイロットスケールのリアクターを用いた検討により目途が立ちつつある。また、実規模スケールでの AGS augmentation strategy の

実証も現在進めているところである。これらの実証研究を進めていくことで、世界の下水処理に対して AGS 技術を拡大し、より効率的な下水処理システムの実現に貢献できるものと考えている。

# 参考文献

**Adav, S.S., Lee, D.J., Show, K.Y., Tay, J.H.**, 2008. Aerobic granular sludge: recent advances, Biotechnol. Adv. 26 (5), 411–423

**Alves, O.I.M., Araújo, J.M., Silva, P.M.J., Magnus, B.S., Gavazza, S., Florencio, L., Kato, M.T.**, 2022. Formation and stability of aerobic granular sludge in a sequential batch reactor for the simultaneous removal of organic matter and nutrients from low-strength domestic wastewater. Sci. Tot. Environ. 843 (15), 156988.

**APHA/AWWA/WEF**, 2012. Standard Methods: For the Examination of Water and Wastewater. Washington DC, 22nd ed.

**Barr, J.J., Cook, A.E., Bond, P.L.**, 2010. Granule formation mechanisms within an aerobic wastewater system for phosphorus removal. Appl. Environ. Microbiol. 76, 7588–7597.

**Beun, J.J., Hendriks, A., van Loosdrecht, M.C.M, Morgenroth, E., Wilderer, P.A., Heijnen, J.J.**, 1999. Aerobic granulation in a sequencing batch reactor. Water Res. 33 (10), 2283–2290.

**Beun, J.J., van Loosdrecht, M.C.M, Heijnen, J.J.**, 2000. Aerobic granulation. Water Sci. Technol. 41 (4–5), 41–48.

**Brdjanovic, D., Slamet, A., van Loosdrecht, M.C.M., Hooijmans, C.M., Alaerts, G.J., Heijnen, J.J.**, 1998. Impact of excessive aeration on biological phosphorus removal from wastewater. Water Res. 32 (1), 200–208.

**Bueno, R.F., Piveli, R.P., Campos, F., Sobrinho, P.A.**, 2018. Simultaneous nitrification and denitrification in the activated sludge systems of continuous flow. Environ. Technol. 39 (20), 2641–2652.

**Chen, G., van Loosdrecht, M.C.M., Ekama, G.A., Bradjanovic, D.**, 2020a. Biological Wastewater Treatment: Principles, Modelling and Design. IWA Publishing 2nd ed.

**Chen, W., Lu, Y., Jin, Q., Chang, M., Wu, J.**, 2020b. A novel feedforward control strategy for simultaneous nitrification and denitrification (SND) in aerobic granular sludge sequencial batch reactor (AGS-SBR). J. Environ. Manag. 260 (15), 110103.

**Chudoba, J.**, 1985.Control of activated sludge filamentous bulking—VI. Formulation of basic principles. Water Res. 19 (8), 1017–1022.

**Coma, M., Verawaty, M., Pijuan, M., Bond, P.L.**, 2012. Enhancing aerobic granulation for biological nutrient removal from domestic wastewater. Bioresour. Technol. 103 (1), 101–108.

**Corsino, S.F., Campo, R., Di Bella, G., Torregrossa, M., Viviani, G.**, 2016. Study of aerobic granular sludge stability in a continuous-flow membrane bioreactor. Bioresour. Technol. 200, 1055–1069.

**de Kreuk, M.K., Kishida, N., van Loosdrecht, M.C.M.**, 2007. Aerobic granular sludge – state of the art. Water Sci. Technol. 55 (8–9), 75–81.

**de Kreuk, M.K., van Loosdrecht, M.C.M.**, 2005. Simultaneous COD, nitrogen, and phosphate removal by aerobic granular sludge. Biotechnol. Bioeng. 90 (6), 761–769.

**de Kreuk, M.K., van Loosdrecht, M.C.M.**, 2004. Selection of slow growing organisms as a means for improving aerobic granular sludge stability. Water Sci. Technol. 49 (11–12), 9–17.

**Derlon, N., Wagner, J., da Costa, R.H.R., Morgentroth, E.**, 2016. Formation of aerobic granules for the treatment of real and low-strength municipal wastewater using a sequencing batch reactor operated at constant volume. Water Res. 105 (15), 341–350.

**Devlin, T.R., Oleszkiewicz, J.A.**, 2018. Cultivation of aerobic granular sludge in continuous flow under various selective pressure. Bioresour. Technol. 253, 281–287.

**Figdore, B.A., Stensel, H.D.M., Winkler, M.K.H.**, 2018a. Bioaugmentation of sidestream nitrifying-denitrifying phosphorus-accumulating granules in a low-SRT activated sludge system at low temperature. Water Res. 135 (15), 241–250.

**Figdore, B.A., Winkler, M.K.H., Stensel, H.D.**, 2018b. Bioaugmentation with nitrifying granules in low-SRT flocculent activated sludge at low temperature. Water Environ. 90 (4), 343–354.

**Figdore, B.A., Stensel, H.D.M., Winkler, M.K.H., Armenta, M., Bucher, B., Sukapanpotharam, P., Smyth, J.**, 2018c. Aerobic granular sludge bioaugmentation in low-SRT flocculent activated sludge: bench-scale demonstration and pilot testing. Pro. Water Environ. Fed. 10, 3787–3796.

**Ford, A., Rutherford, B., Wett, B., Bott, C.**, 2016. Implementing hydrocyclones in mainstream process for enhancing biological phosphorus removal and increasing settleability through aerobic granulation. Pro. Water Environ. Fed. 9, 2798–2811.

**Franca, R.D.G., Pinheiro, H.M., van Loosdrecht, M.C.M., Lourenço, N.D.**, 2018. Stability of aerobic granules during long-term bioreactor operation. Biotechnol. Adv. 36 (1), 228-246.

**Gao,D., Liu, L., Wu, W.**, 2011. Aerobic granular sludge: characterization, mechanism of granulation and application to wastewater treatment. Crit. Rev. Biotechnol. 31 (2), 137–152.

**Giesen, A., de Bruin, L.M.M., Niermans, R.P., van der Roest, H.F.**, 2013. Advancements in the application of aerobic granular biomass technology for sustainable treatment of wastewater. Water Prac. Technol. 8 (1), 47–54.

**Giesen, A., van Loosdrecht, M.C.M., Pronk, M., Robertson, S., Thompson, A.**, 2016. Aerobic granular biomass technology: recent performance data, lessons learnt and retrofitting conventional treatment infrastructure. Pro. Water Environ. Fed. 11, 1913–1923.

**Gonzalez-Gil, G., Hilliger, C.**, 2011. Dynamics of microbial community structure of and enhanced biological phosphorus removal by aerobic granules cultivated on propionate or acetate. Appl. Environ. Microbiol. 77, 8041–8051.

**Hamza, R., Rabii, A., Ezzahraoui,F., Morgan, G., Iorhemen, O.T.**, 2022. A review of the state of development of aerobic granular sludge technology over the last 20 years: Full-scale applications and resource recovery. Case Stud. Chem. Environ. Eng. 5, 100173.

**Huang, J., Xu, L., Guo, Y., Liu, D., Chen, S., Tang, Q., Zheng, H., Tan, J., Peng, F.**, 2021. Intermittent aeration improving activated granular sludge granulation for nitrogen and phosphorus removal from domestic wastewater. Bioresour. Technol. Rep. 15, 100739.

**Jahn, L., Svardal, K., Krampe, J.**, 2019. Comparison of aerobic granulation in SBR and continuous-flow plants. J. Environ. Manag. 231 (1), 953–961.

**Juang, Y.C., Adav, S.S., Lee, D.J., Tay, J.H.**, 2010. Stable granules for continuous-flow reactors: precipitating calcium and iron salts in granular interiors. Bioresour. Technol. 101 (21), 8051–8057.

**Kent, T.R., Bott, C.B., Wang, Z.W.**, 2018. State of the art of aerobic granulation in continuous flow bioreactors. Biotechnol. Adv. 36 (4), 1139–1166.

**Kishida, N., Kim, J., Tsuneda, S., Sudo, R.**, 2006. Anaerobic/oxic/anoxic granular sludge process as an effective nutrient removal process utilizing denitrifying polyphosphate-accumulating organisms. Water Res. 40 (12), 2303–2310.

**Kwok, W.K., Picioreaun, C., Ong, S.L., van Loosdrecht, M.C.M., Ng, W.J., Hiejnen, J.J.**, 1998. Influence of biomass production and detachment forces on biofilm structures in a biofilm airlift suspension reactor. Biotechnol. Bioeng. 58 (4), 400–407.

**Layer, M., Adler, A., Reynaert, E., Hernandez, A., Pagni, M., Morgenroth, E., Holliger, C., Derlon, N.**, 2019. Organic substrate diffusibility governs microbial community composition, nutrient removal performance, and kinetics of granulation of aerobic granular sludge. Water Res. X. 4, 100033.

**Layer, M., Villodres, M.G., Hernandez, A., Reynaert, E., Morgenroth, E., Derlon, N.**, 2020. Limited simultaneous nitrification-denitrification (SND) in aerobic granular sludge systems treating municipal wastewater: Mechanisms and practical implications. Water Res. X. 7, 100048.

**Li, A.J., Li, X.Y.**, 2009. Selective sludge discharge as the determining factor in SBR aerobic granulation: Numerical modelling and experimental verification. Water Res. 43 (14), 3387–3396.

**Li, D., Lv, Y., Zeng, H., Zhang, J.**, 2016. Startup and long term operation of enhanced biological phosphorus removal in continuous-flow reactor with granules. Bioresour. Technol. 212, 92–99.

**Li, D., Lv, Y.F., Cao, M.Z., Zeng, H.P., Zhang, J.**, 2016a. Optimized hydraulic retention time for phosphorus and COD removal from synthetic domestic sewage with granules in a continuous-flow reactor. Bioresour. Technol. 216, 1083–1087.

**Li, D., Lv, Y.F., Zeng, H.P., Zhang, J.**, 2016b. Effect of sludge retention time on continuous-flow system with enhanced biological phosphorus removal granules at different COD loading. Bioresour. Technol. 219, 14–20.

**Li, D., Lv, Y.F., Zeng, H.P., Zhang, J.**, 2016c. Enhanced biological phosphorus removal using granules in continuous-flow reactor. Chem. Eng. J. 298, 107–116.

**Li, Y., Liu, Y., Shen, L., Chen, F.**, 2008. DO diffusion profile in aerobic granule and its microbiological implications. Enzyme Microb. Technol. 43 (4–5), 349–354.

**Liu, W., Wu, Y., Zhang, S., Gao, Y., Jiang, Y., Horn, H., Li, J.**, 2020. Successful granulation and microbial differentiation of activated sludge in anaerobic/anoxic/aerobic (A2O) reactor with two-zone sedimentation tank treating municipal sewage. Water Res. 178 (1), 115825.

**Liu, Y., Liu, Q.S.**, 2006. Causes and control of filamentous growth in aerobic granular sludge sequencing batch reactors. Biotechnol. Adv. 24 (1), 115–127.

**Liu, Y., Tay, J.H.**, 2002. The essential role of hydrodynamic shear force in the formation of biofilm and granular sludge. Water Res. 36 (7), 1653–1665.

**Liu, Y., Tay, J.H.**, 2004. State of the art of biogranulation technology for wastewater treatment. Biotechnol. Adv. 22, 533–563.

**Liu, Y.Q., Tay, J.H.**, 2012. The competition between flocculent sludge and aerobic granules during the long-term operation period of granular sludge sequencing batch reactor. Environ. Technol. 33 (23), 2619–2626.

**Lopez-Vazquez, C.M., Oehmen, A., Hooijmans, C.M., Brdjanovic, D., Ginzen, H.J., Yuan, Z., van Loosdrecht, M.C.M.**, 2009. Modeling the PAO-GAO competition: Effects of carbon source, pH and temperature. Water Res. 43 (2), 450–462.

**McSwain, B.S., Irvine, R.L.**, 2008. Dissolved Oxygen as a Key Parameter to Aerobic Granule Formation. Water Sci. Technol. 58 (4). 781–787.

**Mino, T., van Loosdrecht, M.C.M., Heijnen, J.J.**, 1998. Microbiology and biochemistry of the enhanced biologocal phosphate removal process. Water Res. 32 (11), 3193–3207.

**Morgenroth, E., Sherden, T., van Loosdrecht, M.C.M., Heijnen, J.J., Wilderer, P.A.**, 1997. Aerobic granular sludge in a sequencing batch reactor. Water Res. 31 (12), 3191–3194.

**Mosquera-Corral, A., de Kreuk, M.K., Heijnen, J.J., van Loosdrecht, M.C.M.**, 2005. Effects of oxygen concentration on N-removal in an aerobic granular sludge reactor. Water Res. 39 (12), 2676–2686.

**Nancharaiah, Y.V., Reddy, G.K.K.**, 2018. Aerobic sludge technology: Mechanisms of granulation and biotechnological applications. Bioresour. Technol. 247, 1128–1143.

**Nguyen Quac, B., Wei, S., Armenta, M., Bucher, R., Sukapanpotharam, P., Stahl, D.A., Stansel, H.D., Winkler, M.K.H.**, 2021a. Aerobic granular sludge: Impact of size distribution on nitrification capacity. Water Res. 188 (1), 116445.

**Nguyen Quac, B., Armenta, M., Carter, J.A., Bucher, R., Sukapanpotharam, P., Bryson, S., Stansel, H.D., Winkler, M.K.H.**, 2021b. An investigation into the optimal granular sludge size for simultaneous nitrogen and phosphate removal. Water Res. 198 (15), 117119.

**Ni, B.J., Xie, W.M., Liu, S.G., Yu, H.Q., Wang, Y.Z., Wang, G., Dai, X.L.**, 2009. Granulation of activated sludge in a pilot-scale sequencing batch reactor for the treatment of low-strength municipal wastewater. Water Res. 43 (3), 751–761.

**Panswad, T., Doungchai, A., Anotai, J.**, 2003. Temperature effect on microbial community of enhanced biological phosphorus removal system. Water Res. 37 (2) 409–415.

**Pijuan, M., Guisasola, A., Baeza, J.A., Carrera, J., Casas, C., Lafuente, J.**, 2006. Net P-removal deterioration in enriched PAO sludge subjected to permanent aerobic conditions. J. Biotechnol. 123 (1) 117–126.

**Pronk, M., de Kreuk, M.K., de Bruin B., Kamminga P., Kleerebezem, R., van Loosdrecht, M.C.M.**, 2015. Full scale performance of the aerobic granular sludge process for sewage treatment. Water Res. 84 (1), 207–217.

**Regmi, P., Sturm, B., Hiripitiyage, D., Keller, N., Murthy, S., Jimenez, J.**, 2022. Combining continuous flow aerobic granulation using an external selector and carbon-efficient nutrient removal with AvN control in a full-scale simultaneous nitrification-denitrification process. Water Res. 210, 117991.

**Rocktashcel, T., Klarmann, C., Ochoa, J., Boisson, P., Sorensen, K., Horn, H.**, 2015. Influence of the granulation grade on the concentration of suspended solids in the effluent of a pilot scale sequencing batch reactor operated with aerobic granular sludge. Sep. Purifi. Technol. 142 (4), 234-241.

**Sguanci, S., Lubello, C., Caffaz, S., Lotti, T.**, 2019. Long-term stability of aerobic granular sludge for the treatment of very low-strength real domestic wastewater. J. Clean. Prod. 222, 882–890.

**Sun, Y., Angelotti, B., Brooks, M., Wang, Z.W.**, 2021. Feast/famine ratios determined continuous flow aerobic granulation. Sci. Tot. Environ. 750, 141467.

**Sun, Y., Angelotti, B., Wang, Z.W.**, 2019. Continuous-flow aerobic granulation in plug-flow bioreactors fed with real domestic wastewater. Sci. Tot. Environ. 688, 762–770.

**Tay, J.H., Liu, Q.S., Liu, Y.**, 2001. The effect of shear force on the formation, structure and metabolism of aerobic granules. Appl. Microbiol. Biotechnol. 57, 227–233.

**Verawaty, M., Tait, S., Pijuan, M., Yuan, Z., Bond, P.L.**, 2013. Breakage and growth towards a stable aerobic granule size during the treatment of wastewater. Water Res. 47 (14), 5338–5349.

**Wagner, J., da Costa, H.R.**, 2013. Aerobic granulation in a sequencing batch reactor using real domestic wastewater. J. Environ. Eng. 139 (11), 1391–1396.

**Wagner, J., Weissbrodt, D.G., Manguin, V., da Costa, R.H.R., Morgenroth, E., Derlon, N.**, 2015. Effect of particulate organic substrate on aerobic granulation and operating conditions of sequencing batch reactors. Water Res. 85 (15), 158–166.

**Wang, Q., Yao, R., Yuan, Q., Gong, H., Xu, H., Ali, N., Jin, Z., Zuo, J., Wang, K.**, 2018. Aerobic granules cultivated with simultaneous feeding/drawing mode and low-strength wastewater: Performance and bacterial community analysis. Bioresour. Technol. 261, 232–239.

**Xu, D., Li, J., Liu, J., Ma, T.**, 2020. Rapid aerobic sludge granulation in an integrated oxidation ditch with two-zone clarifiers. Water Res. 175 (15), 115704.

**Yu, C., Wang, K., Tian, C., Yuan, Q.**, 2021. Aerobic granular sludge treating low-strength municipal wastewater: Efficient carbon, nitrogen and phosphorus removal with hydrolysis-acidification pretreatment. Sci. Tot. Environ. 792 (20), 148297.

**Zuo, J., Tao, Y., Li, J., Wu, S., Ni, Y.**, 2018. Cultivating aerobic granular sludge in a developed continuous-flow reactor with two-zone sedimentation tank treating real and low-strength wastewater. Bioresour. Technol. 247, 776–783.

国交省 **HP**, https://www.mlit.go.jp/mizukokudo/sewerage/crd_sewerage_tk_000135.html, 2023.3.14 確認

日本下水道協会, 2014. 下水道維持管理指針 実務編 -2014 年版-. 公益社団法人日本下水道協会.

日本下水道協会, 2019. 下水道施設計画・設計指針と解説 後編 -2019 年版-. 公益社団法人日本下水道協会.

# 謝辞

本論文の作成にあたり、終始懇篤なるご指導とご助言を賜りました、大阪大学大学院工学研究科　環境エネルギー工学専攻　教授　池道彦先生に心より感謝の意を表します。

本論文の査読並びに御校閲を賜り、貴重な御助言を賜りました大阪大学大学院 工学研究科 環境エネルギー工学専攻　教授 近藤明先生、並びに本論文の作成全般にわたり丁寧な御指導と貴重な御助言を賜るとともに、本論文の査読並びに御校閲を賜りました同 准教授 井上大介先生に謹んで感謝の意を表します。

本研究の一部は、東京都下水道局とオルガノ株式会社との共同研究により実施されました。東京都下水道局　塩見浩氏、古澤和樹氏、葛西孝司氏、斎藤慎哉氏、松田初弘氏、濱本亜希氏、並びに、富田雅昭氏には実験を遂行する上で多大なご指導ならびにご援助を賜りました。心より感謝いたします。

オルガノ株式会社では、多くの上司、先輩、後輩に貴重なご助言とご協力を賜りました。明賀春樹博士、江口正浩博士、八木寿子氏、並びに長谷部吉昭氏には、上司として研究の具体的な方針や実験方法、考察など、常に適切なご助言とご指導を賜りました。山本昌平氏、若山聖氏、岩﨑七海氏には共同研究者として実験方法の検討、現場での実験装置の運転、採水、水質分析、データ解析等、様々な面でご尽力を賜りました。山本太一博士、油井啓徳氏、石井拳人博士には、実験の方向性や統計解析・考察、論文の作成方法の指導など、様々な面でご支援を賜りました。また、本研究の実証試験に用いたパイロットスケールプラントの改造計画・工事・機器トラブル時の復旧、制御プログラムの改造等においては、浅野英之氏、荒井学氏、嶌田泰彦氏、今森直樹氏、笠松正幸氏をはじめ、多くの方々のご尽力を賜りました。関係各位に深く感謝の意を表します。

最後に、本研究活動において終始多大なるご支援を賜りました、両親ならびに兄姉諸氏に心より感謝いたします。

# 本論文に関する報文

### 投稿論文

(1) **Miyake, M., Hasebe, Y., Furusawa, K., Shiomi, H., Inoue, D., Ike, M.**, 2022. Efficient aerobic granular sludge production in simultaneous feeding and drawing sequencing batch reactors fed with low-strength municipal wastewater under high organic loading rate conditions. Biochem. Eng. J. 184, 108469.

(2) **Miyake, M., Hasebe, Y., Furusawa, K., Shiomi, H., Inoue, D., Ike, M.**, 2023. Pilot-scale demonstration of aerobic granular sludge augmentation applied to continuous-flow activated sludge process for the treatment of low-strength municipal wastewater. J. Water Process Eng. 51, 103392.

(3) **Miyake, M., Hasebe, Y., Furusawa, K., Shiomi, H., Inoue, D., Ike, M.**: Enhancement of nutrient removal in an activated sludge process using aerobic granular sludge augmentation strategy with ammonium-based aeration control. 査読中.

### 総説

(1) **三宅將貴，井上大介，池道彦**: 好気グラニュールを用いた希薄下水処理技術，水処理生物学会誌，投稿準備中.

### 国際会議録

(1) **Miyake, M., Yamamoto, T., Hasebe, Y, Matsuda, H., Hamamoto, A., Kassai, K., Tomita, M., Eguchi, M.**: Influence of low-strength wastewater on aerobic sludge granulation and applicability to municipal wastewater, IWA World Water Congress & Exhibition (2018)

(2) **Kassai, K., Hasebe, Y., Miyake, M.**, Improvement of processing performance by forming granules of activated sludge, IWA World Water Congress & Exhibition (2018)