

資料編

1. 実証研究結果	109
1.1 実証研究概要	109
(1) 実証研究	109
(2) 設定目標	111
(3) 結果まとめ	112
1.2 実証研究詳細	113
(1) 立上げ	113
(2) 質的・量的変動に対する処理の安定性	115
(3) 各種性能評価結果	134
(4) 安定運転に関する方策	140
2. ケーススタディー	145
2.1 固定床型アナモックスプロセス	145
(1) 検討条件	145
(2) 試算方法	146
(3) 試算結果	150
1) 流入下水量 10,000 m ³ /日 (返流水処理量 47 m ³ /日) の下水処理場における試算結果	150
2) 流入下水量 50,000 m ³ /日 (返流水処理量 235 m ³ /日) の下水処理場における試算結果	156
3) 流入下水量 100,000 m ³ /日 (返流水処理量 470 m ³ /日) の下水処理場における試算結果	162
2.2 従来技術	168
(1) 検討条件	168
(2) 試算方法	170
(3) 試算結果	170
1) 嫌気性消化汚泥脱水ろ液を処理対象とした場合の試算結果	170
2) 総合返流水を処理対象とした場合の試算結果	176
3. 補足データ	183
(1) 亜硝酸化槽の構造	183
(2) ベンチスケール亜硝酸化装置の運転事例	187
(3) ベンチスケールアナモックス装置の運転事例	189
(4) 汚泥投入によるアナモックス槽の立上げ事例	191
(5) 担体法を適用した高負荷有機物除去装置の運転事例	193
4. 返流水個別処理の有効性検討時における物質収支試算例	195
5. 問い合わせ先	199

1. 実証研究結果

1.1 実証研究概要

(1) 実証研究

1) 研究名称

固定床型アナモックスプロセスによる高効率窒素除去技術に関する技術実証研究

2) 実施者

熊本市・地方共同法人日本下水道事業団・株式会社タクマ 共同研究体

3) 実施期間

平成 24 年 6 月 9 日～平成 25 年 3 月 31 日（平成 24 年度 委託研究期間）

平成 25 年 6 月 22 日～平成 26 年 3 月 31 日（平成 25 年度 委託研究期間）

4) 実施場所

①実証施設設置場所

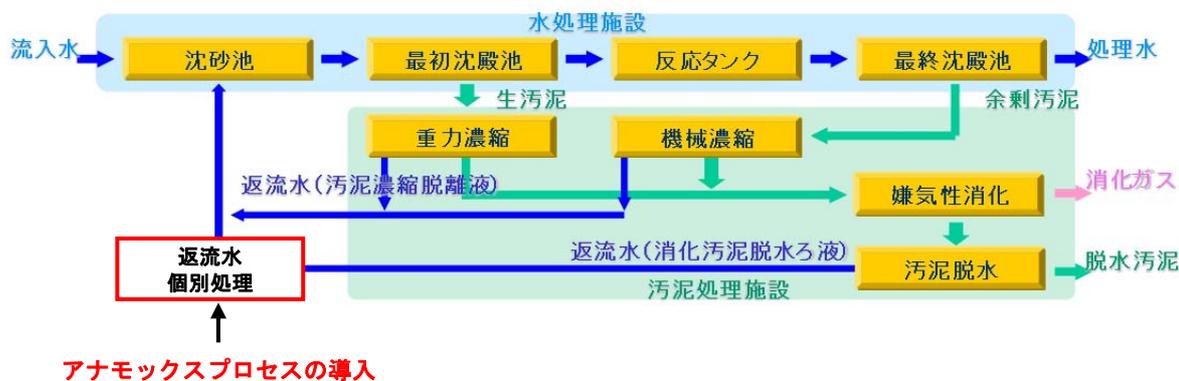
熊本市東部浄化センター（所在地：熊本市東区秋津町秋田 536）

②種汚泥（アナモックス細菌）培養場所

（株）タクマ 播磨工場（所在地：兵庫県高砂市荒井町新浜 1-2-1）

5) 処理対象

本設備の処理対象は嫌気性消化汚泥の脱水ろ液とした（図資 1-1）。



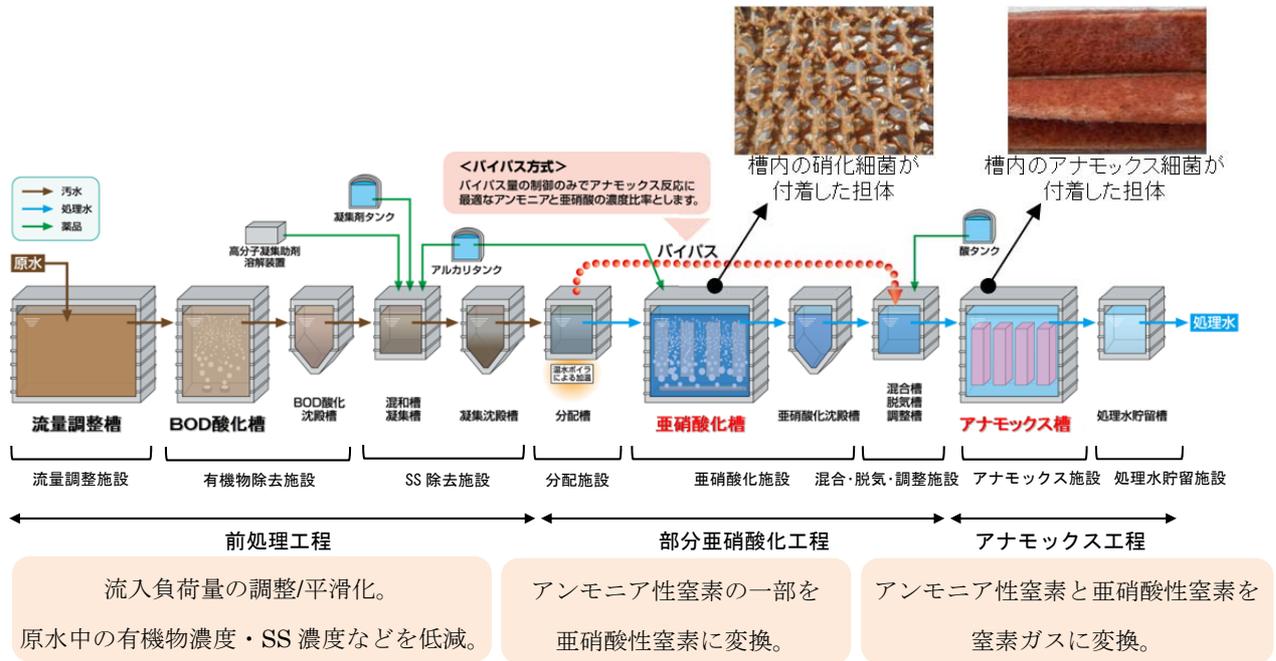
図資 1-1 実証施設処理対象水

6) 処理水量

処理水量は脱水ろ液 50 m³/日とした。

7) 実証施設フロー

図資 1-2 に実証施設フローを、図資 1-3 に実証施設の写真を示す。



図資 1-2 実証施設フロー



図資 1-3 実証施設写真

8) 実施工程

表資 1-1 に実証研究の全体工程を示す。

表資 1-1 実証研究の全体工程

実証項目	平成 24 年度			平成 25 年度				特記事項
	6-9 月	10-12 月	1-3 月	4-6 月	7-9 月	10-12 月	1-3 月	
準備期間	実証施設の設計・製作	●→						
	アナモックス細菌の培養	●→	→	現地へ移設				タクマ播磨工場で実施
	実証施設設置工事	●→	→					
試験期間	試運転・馴致・立上げ		●→					
	実証施設連続運転			●→			→	
	低濃度運転データ収集			●→	→			
	各種運転条件検討			●→	→			
	高濃度運転データ収集				●→		→	
	自動制御運転					●→	→	
	負荷変動・停止時の対応検討					●→	●→	●→

(2) 設定目標

表資 1-2 に実証施設の各工程における設定目標を示す。

表資 1-2 実証施設の各工程における設定目標

項目	設定目標
1 実証施設 (全体)	プロセス全体として窒素除去率 70%以上を安定して維持すること
2 前処理工程	部分亜硝酸化工程に流入する BOD 濃度および SS 濃度をそれぞれ 100 mg/L 以下に安定して維持すること
3 部分亜硝酸化工程	亜硝酸化槽における NO_2^- -N 生成率 80%以上, NO_3^- -N 生成率 5% 以下を安定して維持すること
4 アナモックス工程	アナモックス槽に流入する NO_2^- -N / NH_4^+ -N 比および NO_2^- -N 濃度を適切に維持し, アナモックス槽の運転を安定して維持すること

(3) 結果まとめ

表資 1-3 に実証研究の結果および目標達成度のまとめを示す。

表資 1-3 実証研究の結果まとめ

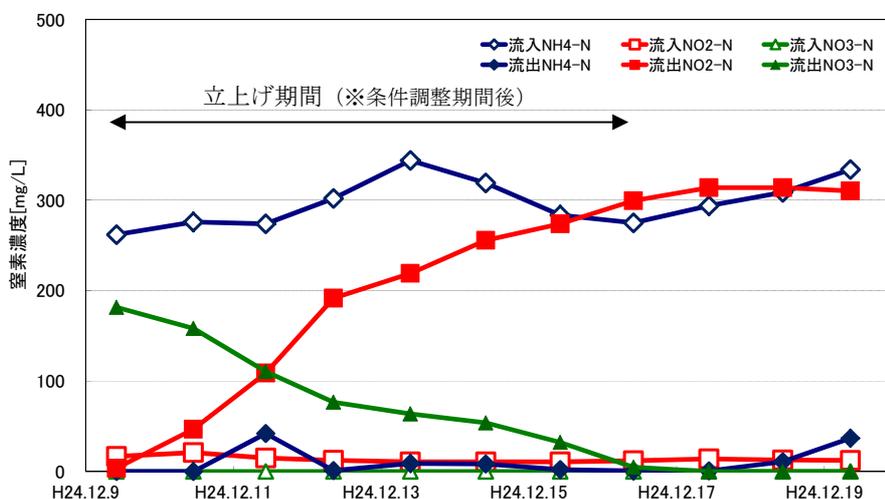
	設定項目	設定目標	結果	達成度
1	実証施設	プロセス全体として窒素除去率 70%以上を安定して維持すること	各季節の詳細調査期間において、T-N 除去率平均 80%以上を維持した。	○
2	前処理工程	部分亜硝酸化工程に流入する BOD 濃度および SS 濃度をそれぞれ 100 mg/L 以下に安定して維持すること	部分亜硝酸化工程に流入する BOD 濃度および SS 濃度をそれぞれ 100 mg/L 以下に安定して維持した。ただし、実証試験では原水の BOD 濃度は概ね 100 mg/L 以下の低濃度での実証試験結果となった。	○
3	部分亜硝酸化工程	亜硝酸化槽における NO_2^- -N 生成率 80%以上、 NO_3^- -N 生成率 5%以下を安定して維持すること	一時的に NO_2^- -N 生成率 80%以下、 NO_3^- -N 生成率 5%以上になることはあったが、亜硝酸化槽の安定化方法を確立し、概ね安定した運転を継続した。各季節の平均では NO_2^- -N 生成率 80%以上、 NO_3^- -N 生成率 5%以下を維持した。	○ ○ △
4	アナモックス工程	アナモックス槽に流入する NO_2^- -N/ NH_4^+ -N 比および NO_2^- -N 濃度を適切に維持し、アナモックス槽の運転を安定して維持すること	NO_2^- -N/ NH_4^+ -N 比および NO_2^- -N 濃度を適切に維持し、アナモックス槽の窒素変換率 85%以上を維持した。	○

1.2 実証研究詳細

(1) 立上げ

1) 亜硝酸化工程

実証施設における亜硝酸化槽の立上げは、当浄化センターの余剰汚泥を種汚泥として使用し実施した。亜硝酸化槽に種汚泥投入後、槽内の水温や pH などの条件を調整した後に立上げを開始した。図資 1-4 に亜硝酸化工程（亜硝酸化槽）の立上げ開始後の槽内窒素濃度の推移を示す。立上げ開始前は硝酸化が優先しており、槽内 NO_3^- -N 濃度が高かったが、立上げを開始すると徐々に NO_2^- -N 濃度が増加した。立上げ開始後 10 日程度で亜硝酸化が優占化し、 NO_2^- -N 生成率は 80%以上となった。



図資 1-4 亜硝酸化槽立上げ時の槽内窒素濃度の推移

2) アナモックス工程

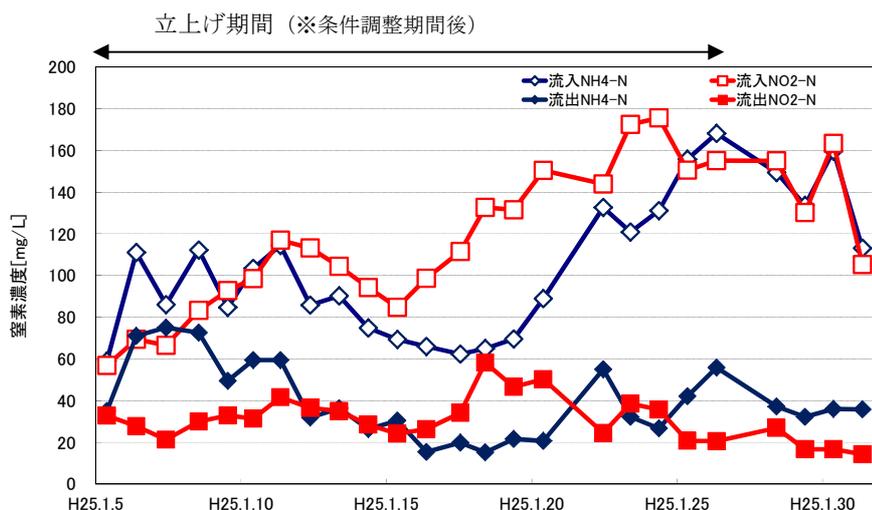
①種汚泥（アナモックス細菌）の事前培養

本実証試験における実証施設の立上げに際し、種汚泥の確保のために㈱タクマ工場内にて合成基質によるアナモックス細菌の事前培養を行った。培養開始時点は窒素除去能 0.1kg-N/日程度の菌体量であった。事前培養は 10kg-N/日以上（実証施設にて想定する窒素除去量の 20%程度）の窒素除去性能を有する菌体量を得るまで、継続した。

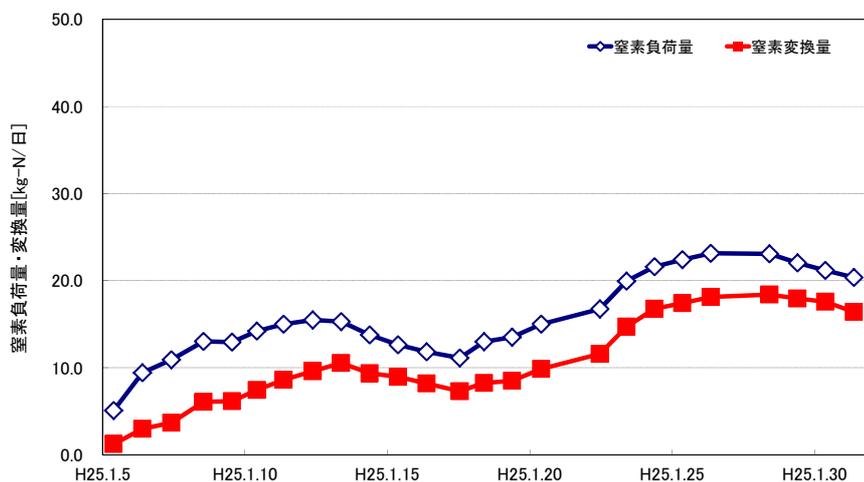
②アナモックス槽の立上げ

実証施設におけるアナモックス槽の立上げは、別途で事前に培養した種汚泥を用いて実施した。アナモックス槽に種汚泥投入後、槽内の水温や pH、および流入する NH_4^+ -N や NO_2^- -N 濃度などの条件を調整した後に立上げを開始した。図資 1-5, 1-6 に立上げ時におけるアナモックス槽の窒素濃度の推移および流入窒素負荷量・変換量の推移をそれぞれ示す。立上げ開始後、

窒素濃度を上昇させて負荷を徐々に上昇させると、窒素変換量はそれに追従して増加した。1月上旬に亜硝酸化槽にて硝酸化が進行したため、1/15～20の期間においてアナモックス槽の流入窒素負荷量・窒素変換量は一時低下したが、亜硝酸化率の回復とともにアナモックス槽の流入窒素負荷量・変換量は再度増加した。平成25年1月下旬には定格水量時において窒素変換率80%を達成し、アナモックス槽の立上げは完了した。



図資 1-5 アナモックス槽立上げ時における槽内窒素濃度の推移

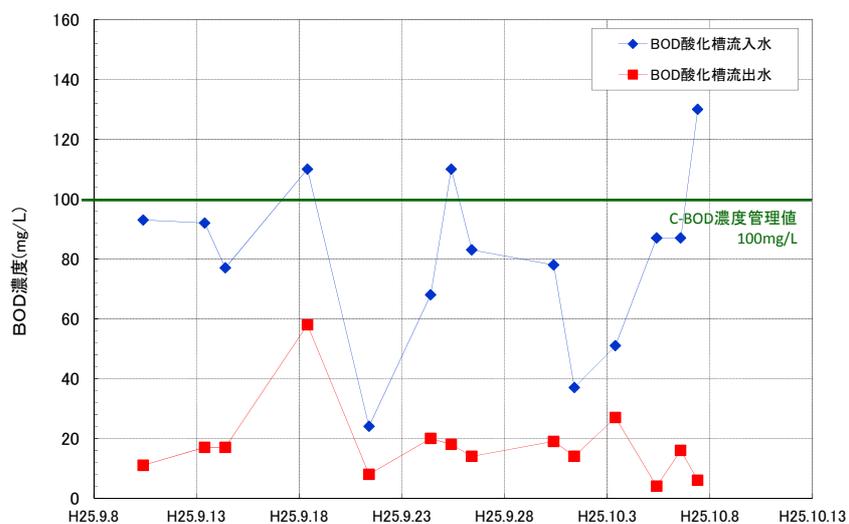


図資 1-6 立上げ時のアナモックス槽の窒素負荷量・除去量の推移

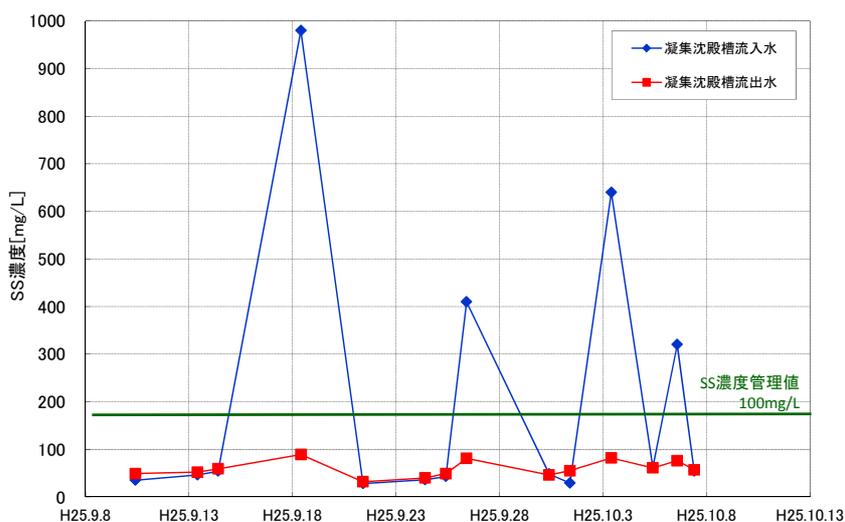
(2) 質的・量的変動に対する処理の安定性

1) 前処理工程の処理性能

図資 1-7, 1-8 に前処理工程の C-BOD₅ および SS 除去性能をそれぞれ示す。BOD 除去は BOD 酸化槽にて行われ、流出水の C-BOD₅ は試験を通して 100 mg/L 以下であった。ただし、図資 1-7 に示すとおり実証試験では原水の BOD 濃度は概ね 100 mg/L 以下の低濃度での実証試験結果となった。SS 除去は BOD 酸化槽後の沈殿槽および凝集沈殿槽にて行われ、凝集沈殿槽流出水の SS 濃度はいずれも 100 mg/L 以下であり、安定して性能を維持することが確認された。



図資 1-7 前処理工程 (BOD 酸化槽) の C-BOD 除去性能



図資 1-8 前処理工程 (凝集沈殿槽) の SS 除去性能

2) 窒素除去機能

① プロセス全体

表資 1-4, 1-5 に各季節におけるプロセス全体の窒素除去性能を示す。平成 24 年度はベルトプレス脱水ろ液を処理対象とし、H25 年度はスクリーンプレス脱水ろ液を処理対象として運転を行った。平成 24 年度の冬季および平成 25 年度の夏季、秋季、冬季のデータ収集期間におけるプロセス全体の総無機性窒素 (T-IN) 除去率は、それぞれ平均で 82.7%, 81.5%, 80.0%, 81.4% であり、いずれの季節においても 80%以上であった。また、同じ時期のプロセス全体の T-N 除去率は、平成 24 年度の冬季で 82.7%, 平成 25 年度については夏季 82.6%, 冬季 81.4% であり、T-IN 除去率と同等であった。T-IN 除去率、T-N 除去率いずれも、当初の設定目標値である 70%を上回っており、高い窒素除去性能が示された。

なお、春季については脱水機由来の高分子凝集剤への対応を検討中であったため、評価対象外として季節データ収集期間からは除外した。また、季節データ収集期間中に、負荷変動時の運転、プラント停止後の対応・復帰、亜硝酸化処理の安定化方法 (硝酸化抑制など) について調査・確認を行っており、その期間については季節データから除外して評価を行った。

表資 1-4 各季節におけるプロセス全体の T-IN 除去性能

	データ収集期間			
	H24 年度 冬季	H25 年度 夏季	H25 年度 秋季	H25 年度 冬季
	H26. 01. 25 ~H26. 02. 21	H25. 08. 28 ~H25. 10. 08	H25. 10. 29 ~H25. 12. 11	H26. 01. 25 ~H26. 02. 21
原水 T-IN 濃度 [mg/L]	327~408 (372)	502~680 (604)	591~719 (673)	680~883 (806)
処理水 T-IN 濃度 [mg/L]	57~67 (63)	84~131 (110)	103~164 (135)	127~166 (147)
T-IN 除去率 [%]	81.9~83.7 (82.7)	76.4~85.4 (81.5)	78.0~83.9 (80.0)	79.8~82.9 (81.4)

※ () 内の数値は期間平均値を示す。

※ T-IN 除去率の算出は、プロセス全体の HRT (2~3 日) を考慮した上で、移動平均を使用して算出した。

※ 秋季運転データの T-IN 濃度については、現場分析 (吸光度法) によるデータを使用して算出した。

表資 1-5 各季節におけるプロセス全体の T-N 除去性能

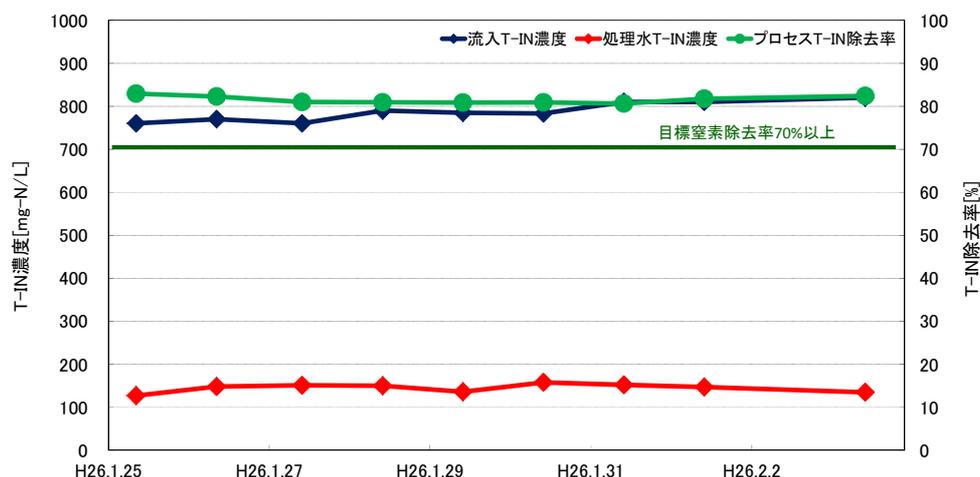
	データ収集期間			
	H24 年度 冬季	H25 年度 夏季	H25 年度 秋季	H25 年度 冬季
	H25. 02. 11 ~H25. 02. 16	H25. 08. 28 ~H25. 10. 08	H25. 10. 29 ~H25. 12. 11	H26. 01. 25 ~H26. 02. 21
原水 T-N 濃度 [mg/L]	360~430 (393)	540~790 (663)	/	760~1,000 (860)
処理水 T-N 濃度 [mg/L]	57~78 (69)	84~130 (114)		130~170 (154)
T-N 除去率 [%]	80.7~82.7 (81.8)	77.3~87.2 (82.6)		80.1~83.2 (81.4)

※ () 内の数値は期間平均値を示す。

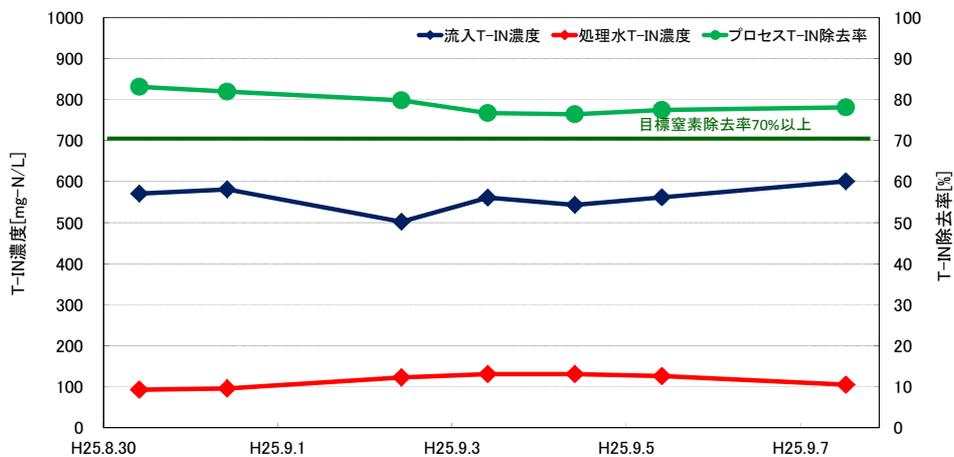
※ T-N 除去率の算出は、プロセス全体の HRT (2~3 日) を考慮した上で、移動平均を使用して算出した。

※ 秋季運転データについては、T-IN 濃度のみの測定であったため、評価対象外とした。

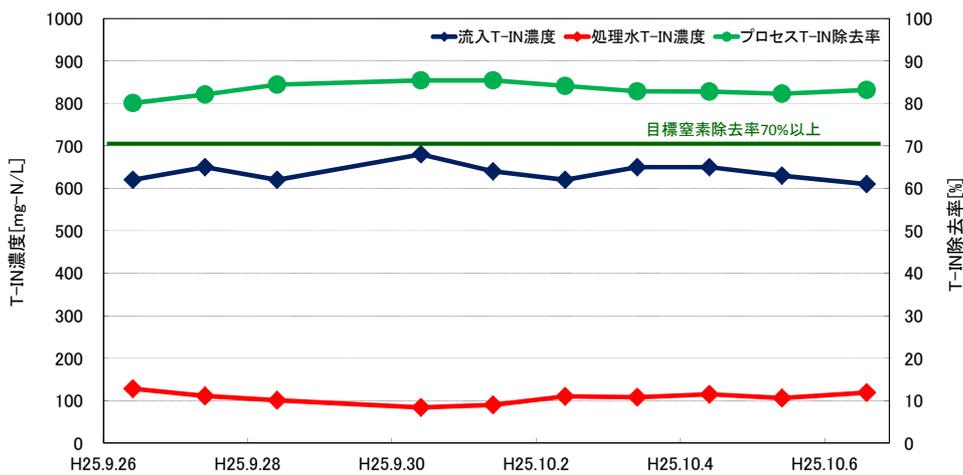
図資 1-9~15 に各季節内におけるプロセスの原水・処理水 T-IN 濃度と T-IN 除去率の推移を示す。季節内で原水 T-IN 濃度に変動はほとんどなく、T-IN 除去率も概ね 80%前後で安定していた。季節によっては部分亜硝酸化工程で NO_3^- -N が生成し、その影響で T-IN 除去率が 80%以下となることがあったが、その場合でも実証目標の 70%を下回ることはなかった。アナモックス工程の処理性能は安定しており、部分亜硝酸化工程を安定に運転することがプロセスの窒素除去性能を高水準に維持することにつながると考えられた。



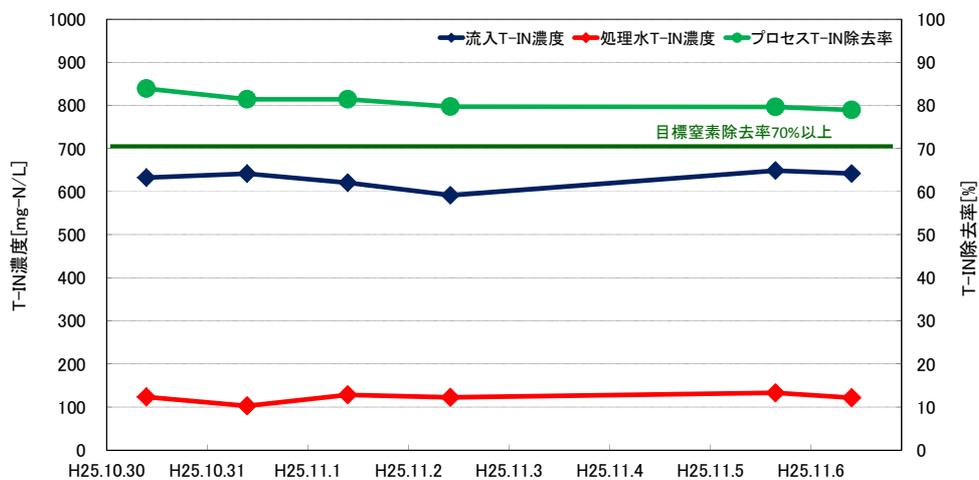
図資 1-9 H24 年度冬季におけるプロセス全体の T-IN 除去性能



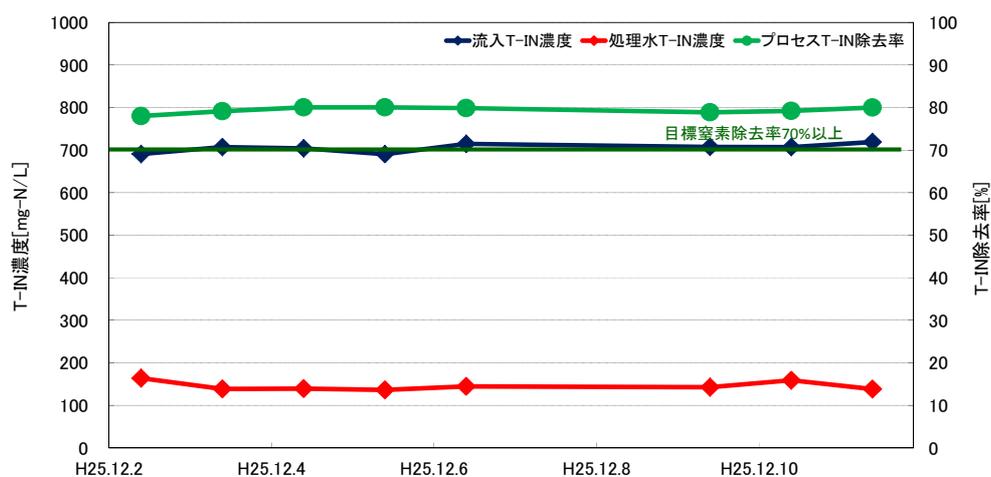
図資 1-10 H25 年度夏季（前半）におけるプロセス全体の T-IN 除去性能



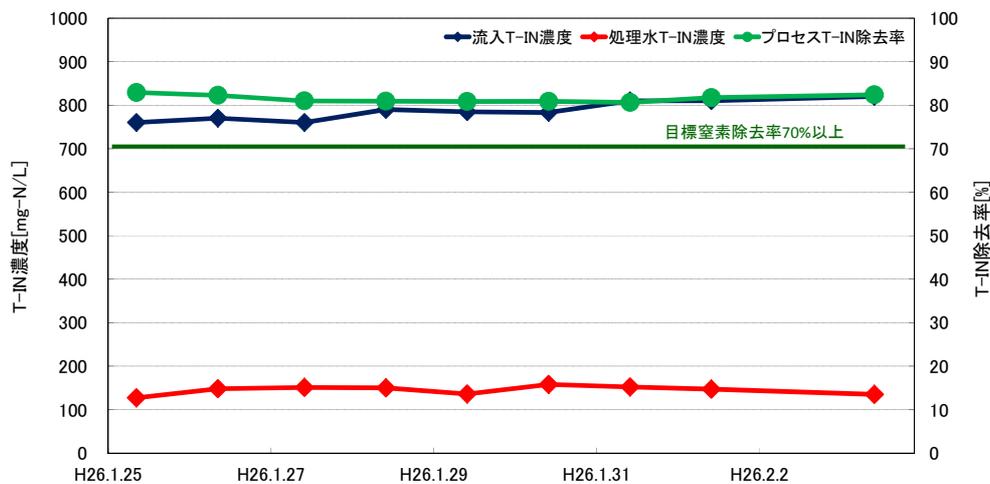
図資 1-11 H25 年度夏季（後半）におけるプロセス全体の T-IN 除去性能



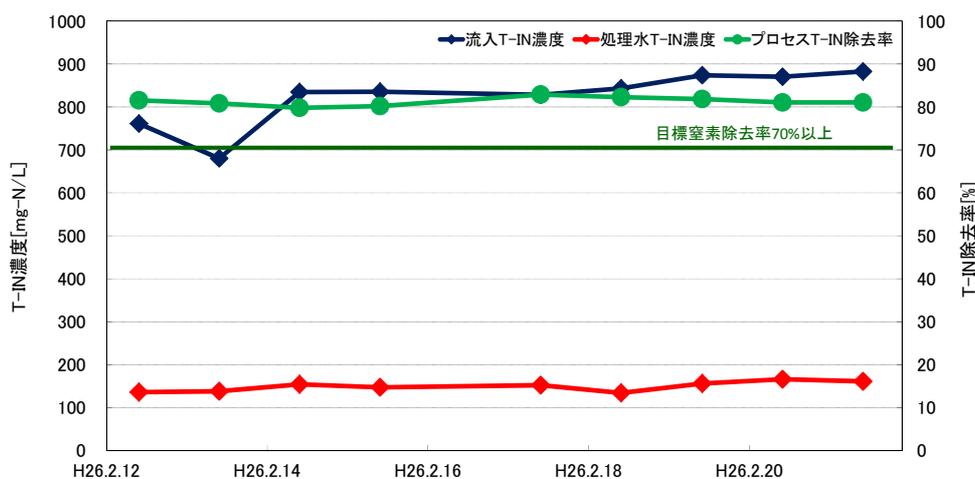
図資 1-12 H25 年度秋季（前半）におけるプロセス全体の T-IN 除去性能



図資 1-13 H25 年度秋季（後半）におけるプロセス全体の T-IN 除去性能

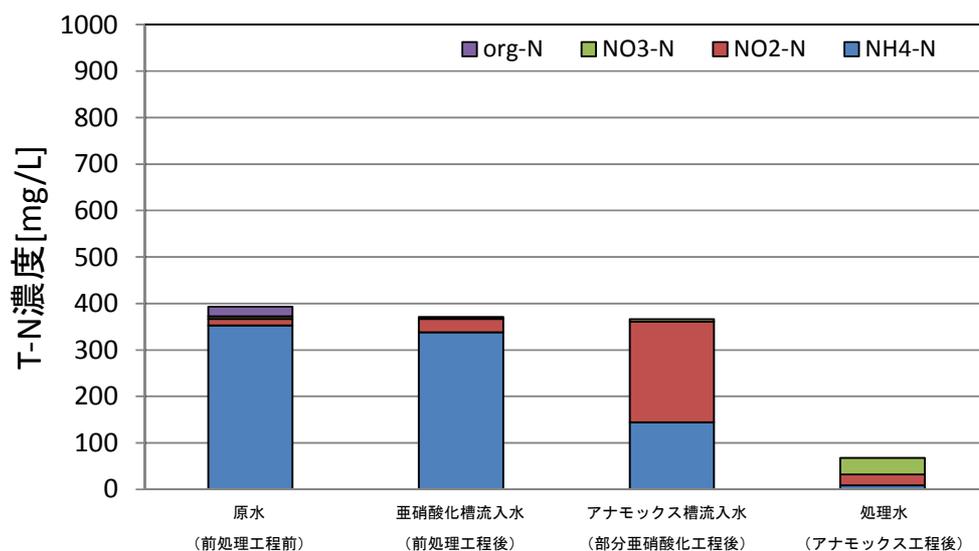


図資 1-14 H25 年度冬季（前半）におけるプロセス全体の T-IN 除去性能

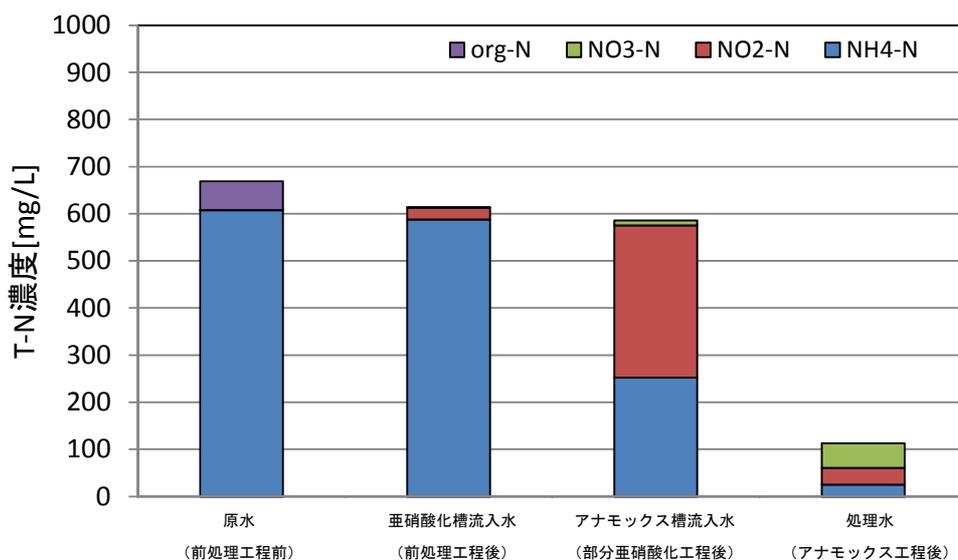


図資 1-15 H25 年度冬季（後半）におけるプロセス全体の T-IN 除去性能

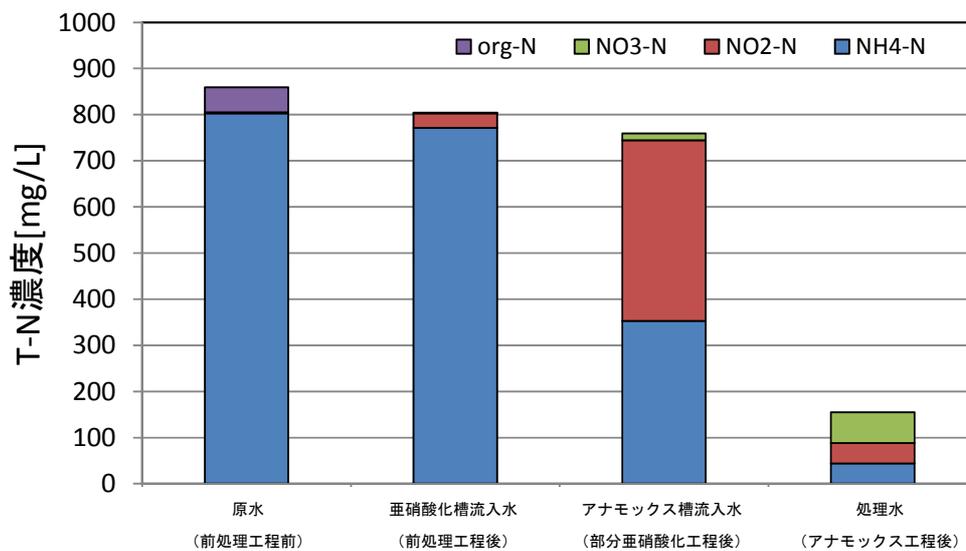
図資 1-16~18 に各季節におけるプロセスの窒素の挙動を示す。計量槽（原水）の有機態窒素は全窒素中の5~9%程度であり、そのほとんどは分配槽までに低減された。分配槽以降では、脱気槽までに2~5%程度の窒素の低減があったが、ほとんどはアナモックス槽にて除去されていることが確認された。



図資 1-16 H24 年度冬季データ (平均値) におけるプロセスの窒素の挙動



図資 1-17 H25 年度夏季データ (平均値) におけるプロセスの窒素の挙動



図資 1-18 H25 年度冬季データ (平均値) におけるプロセスの窒素の挙動

②部分亜硝酸化工程

表資 1-6, 図資 19~24 に各季節における部分亜硝酸化工程（亜硝酸化槽）の処理性能を示す。平成 24 年度の冬季および平成 25 年度の夏季, 秋季, 冬季のデータ収集期間における NO_2^- -N 生成率は平均でそれぞれ 95.5%, 92.6%, 82.1%, 89.7%であり, NO_3^- -N 生成率は平均でそれぞれ 0.4%, 3.5%, 2.9%, 2.8%であった。秋季において一時的に NH_4^+ -N 残留率が増加し, NO_2^- -N 生成率が低下することはあった。また, 夏季において一時的に NO_3^- -N 生成率の増加があったが, 亜硝酸化処理の安定化の実施により, 季節を通して概ね安定して運転することができた。

また, 自動でのバイパス水量自動制御を実施することで, アナモックス工程に流入する NO_2^- -N/ NH_4^+ -N 比は概ね一定に維持できた (後述)。

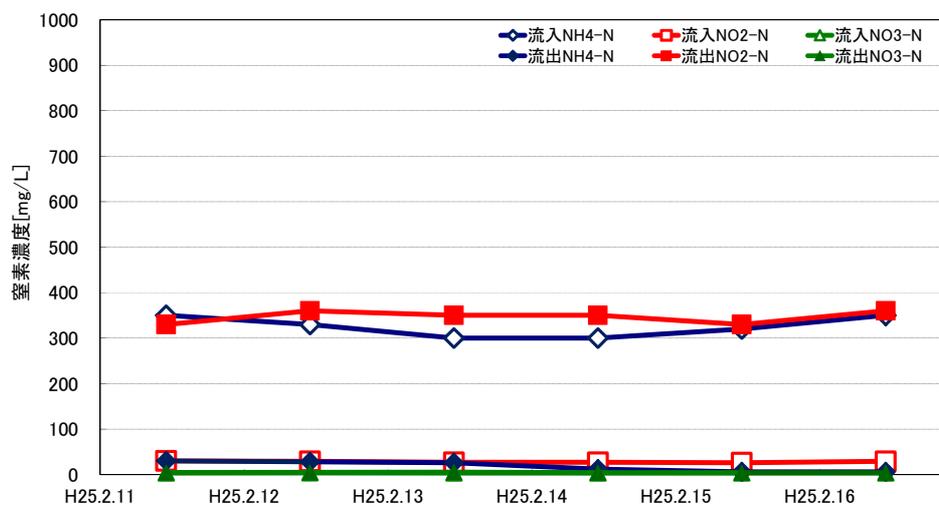
表資 1-6 各季節における部分亜硝酸化工程の処理性能

	データ収集期間			
	H24 年度 冬季	H25 年度 夏季	H25 年度 秋季	H25 年度 冬季
	H25. 02. 11 ~H25. 02. 16	H25. 08. 28 ~H25. 10. 08	H25. 10. 29 ~H25. 12. 11	H26. 01. 25 ~H26. 02. 21
NO_2^- -N 生成率[%]	90.2~100 (95.5)	82.7~100 (92.6)	66.4~95.6 (82.1)	78.3~100 (89.7)
NO_3^- -N 生成率[%]	0.2~0.7 (0.4)	0.3~8.5 (3.5)	1.4~4.5 (2.9)	2.0~3.5 (2.8)

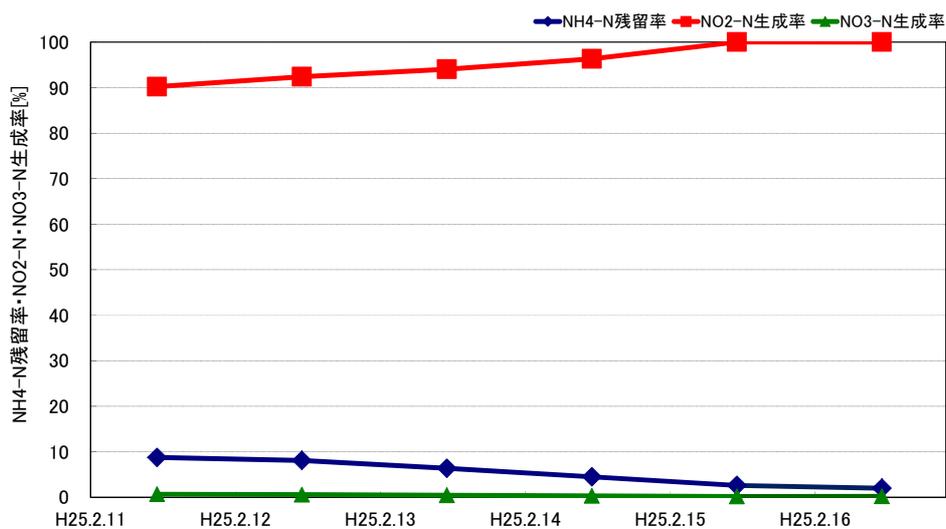
※ () 内の数値は期間平均値を示す。

※ NO_2^- -N および NO_3^- -N 生成率は, 部分亜硝酸化工程の HRT (1~2 日) を考慮した上で, 移動平均を使用して算出した。

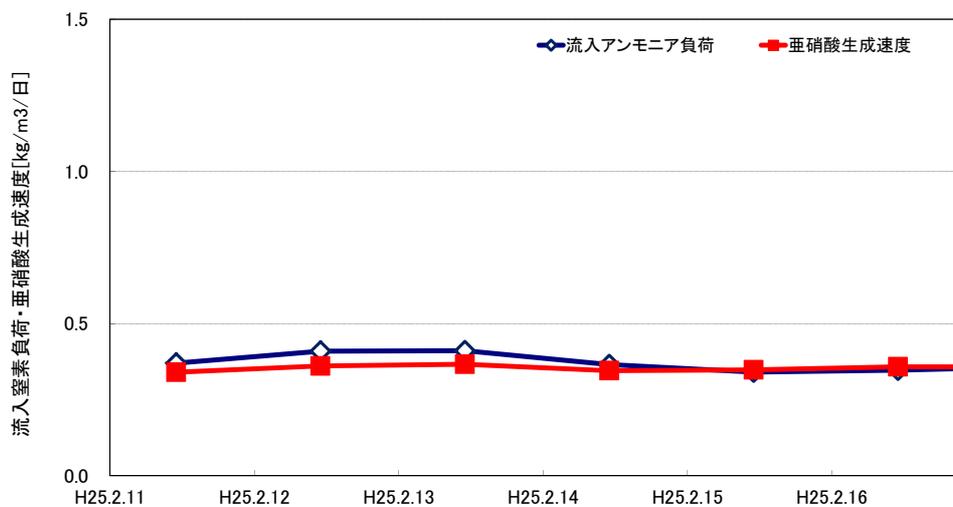
※ 秋季運転データの NO_2^- -N, NO_3^- -N 生成率については, 現場分析 (吸光度法) によるデータを使用して算出した。



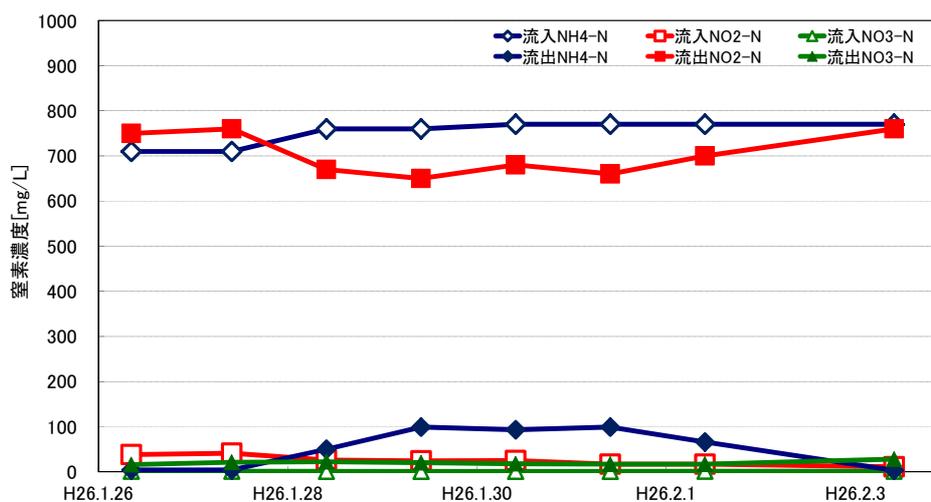
図資 1-19 H24 年度冬季における亜硝酸化槽の窒素濃度



図資 1-20 H24 年度冬季における亜硝酸化槽の窒素変換率



図資 1-21 H24 年度冬季における亜硝酸化槽の流入窒素負荷および亜硝酸生成速度



図資 1-22 H25 年度冬季（前半）における亜硝酸化槽の窒素濃度

※亜硝酸生成速度について

亜硝酸生成速度は下式による。

$$R_{NO_2} = Q_{in,d} \times (C_{NO_2,out} - C_{NO_2,in}) \div V_s \times 10^{-3}$$

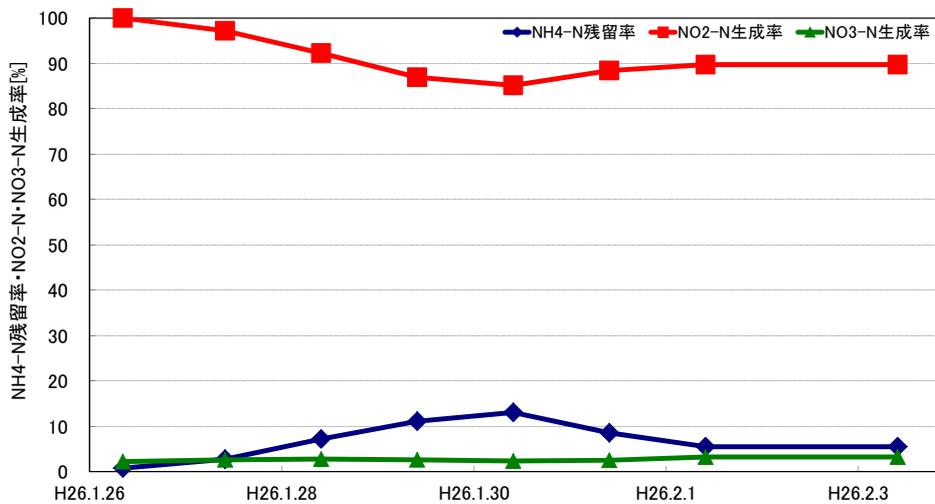
R_{NO_2} 亜硝酸生成速度 [kg/m³/d]

$Q_{in,d}$: 亜硝酸化槽への流入水量 [m³/d]

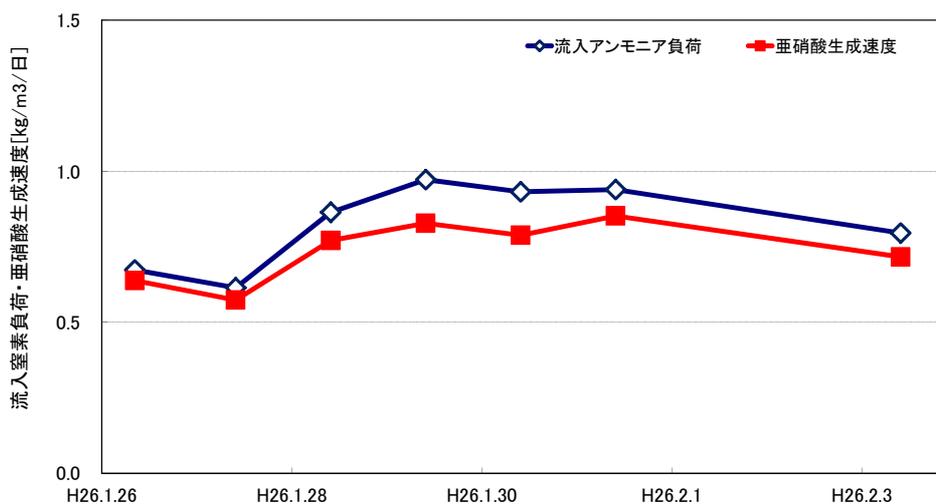
$C_{NO_2,out}$: 流出亜硝酸性窒素濃度 [mg/L]

$C_{NO_2,in}$: 流入亜硝酸性窒素濃度 [mg/L]

V_s : 担体ユニット容量 [m³]



図資 1-23 H25 年度冬季（前半）における亜硝酸化槽の窒素変換率



図資 1-24 H25 年度冬季（前半）における亜硝酸化槽の流入窒素負荷および亜硝酸生成速度

③アナモックス工程

表資 1-7, 図資 25~30 に各季節におけるアナモックス工程（アナモックス槽）の処理性能を示す。平成 24 年度の冬季および平成 25 年度の夏季, 秋季, 冬季のデータ収集期間における窒素変換率はそれぞれ 91.5%, 89.4%, 86.1%, 88.3%であった。夏季・秋季において窒素除去率が一時的に低下することがあったが, これは部分亜硝酸化工程にて NO_3^- -N が生成していたことが主要因であった。なお, H25 年度の運転においてはスクリーンプレス脱水ろ液を処理対象としたためアナモックス槽への流入濃度の上昇が懸念されたが, 調整槽への流入水量に対して 1:0.5~2 の比で処理水を循環させて希釈する運転を行うことで, アナモックス槽流入水の NO_2^- -N 濃度は 250 mg/L 以下に維持された。

表資 1-7 各季節におけるアナモックス工程の処理性能

	データ収集期間			
	H24 年度 冬季	H25 年度 夏季	H25 年度 秋季	H25 年度 冬季
	H25. 02. 11 ~H25. 02. 16	H25. 08. 28 ~H25. 10. 08	H25. 10. 29 ~H25. 12. 11	H26. 01. 25 ~H26. 02. 21
NH_4^+ -N 除去率[%]	87.6~96.8 (94.3)	87.7~93.7 (90.9)	80.9~87.4 (83.0)	78.2~90.1 (86.6)
窒素変換率[%]	90.1~92.4 (91.5)	86.2~92.4 (89.4)	82.5~90.6 (86.1)	86.8~89.6 (88.3)
窒素除去率[%]	81.7~83.2 (82.4)	75.3~85.2 (80.9)	76.8~83.1 (79.3)	78.2~80.7 (79.9)

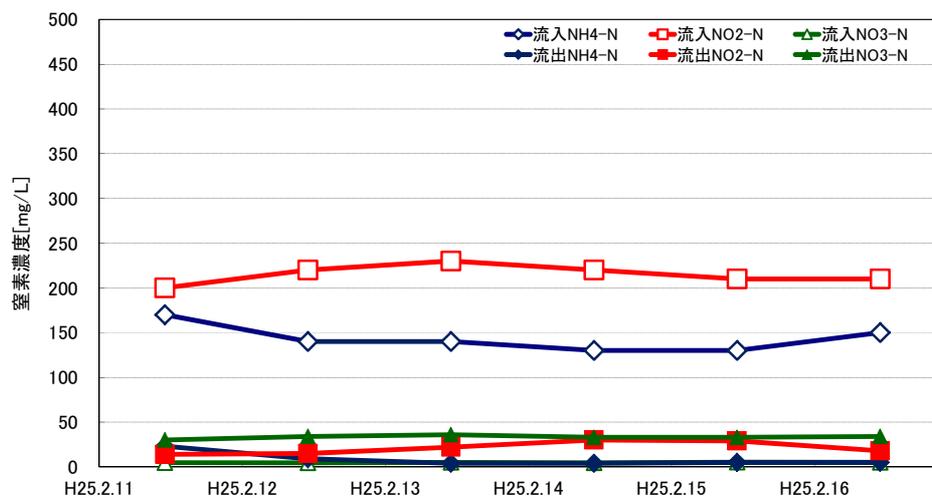
※ () 内の数値は期間平均値を示す。

※ 窒素変換率・除去率については, 下式によるものとした。なお, 窒素変換率・除去率は, アナモックス工程の HRT (1 日程度) を考慮した上で, 移動平均を使用して算出した。

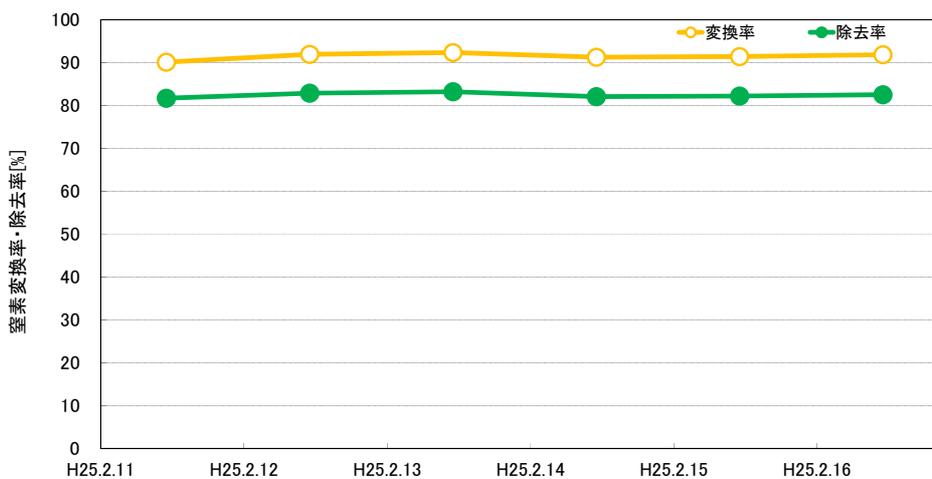
※ 秋季運転データの窒素変換率・除去率については, 現場分析 (吸光度法) によるデータを使用して算出している。

$$\text{窒素変換率}[\%] = \left(1 - \frac{\text{流出 } \text{NH}_4^+\text{-N 濃度} + \text{流出 } \text{NO}_2^-\text{-N 濃度}}{\text{流入 } \text{NH}_4^+\text{-N 濃度} + \text{流入 } \text{NO}_2^-\text{-N 濃度}} \right) \times 100$$

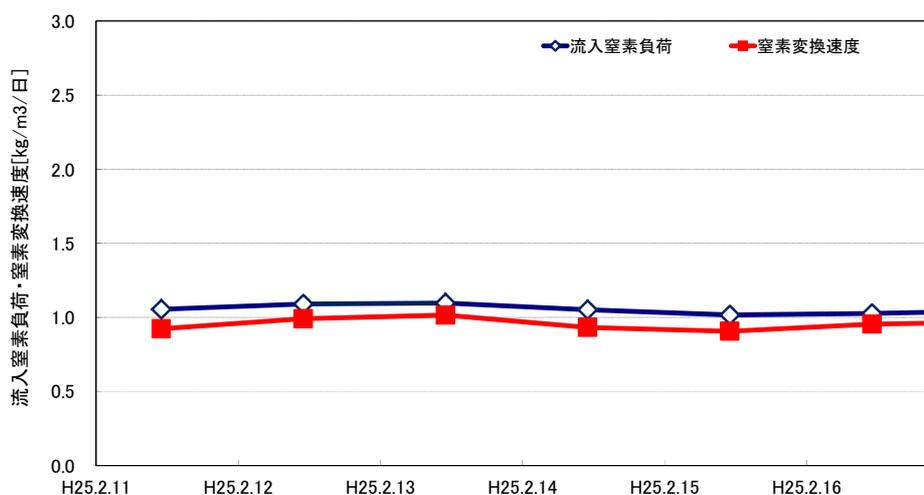
$$\text{窒素除去率}[\%] = \left(1 - \frac{\text{流出 T-IN 濃度}}{\text{流入 T-IN 濃度}} \right) \times 100$$



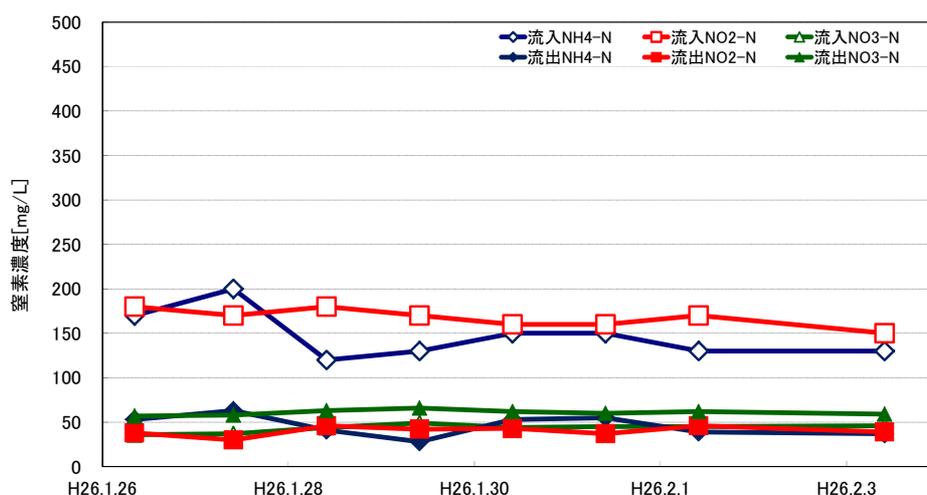
図資 1-25 H24 年度冬季におけるアナモックス槽の窒素濃度



図資 1-26 H24 年度冬季におけるアナモックス槽の窒素変換率



図資 1-27 H24 年度冬季におけるアナモックス槽の流入窒素負荷および窒素変換速度



図資 1-28 H25 年度冬季（前半）におけるアナモックス槽の窒素濃度

※窒素変換速度について

窒素変換速度は下式による。

$$R_{ANA} = Q_{in,d} \times (C_{TN,in} - C_{TN,out}) \div V_s \times 10^{-3}$$

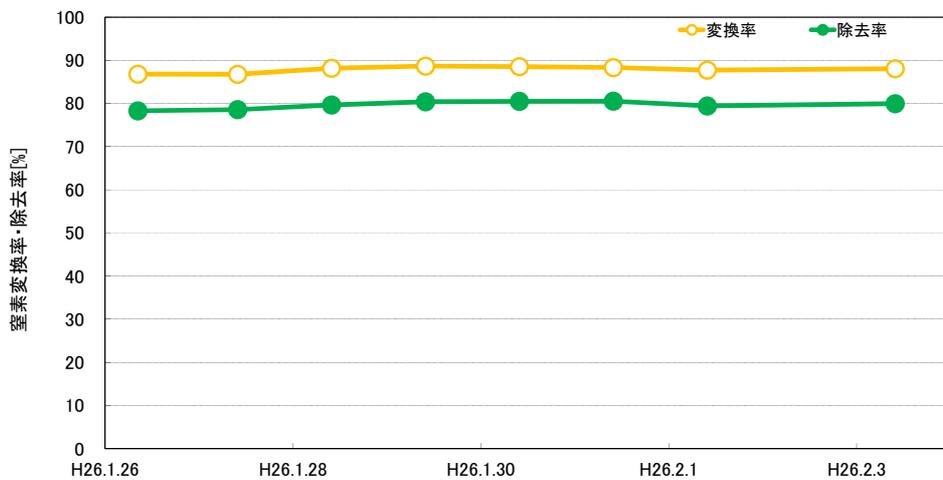
R_{ANA} : 窒素変換速度 [kg/m³/d]

$Q_{in,d}$: アナモックス装置への流入水量 [m³/d]

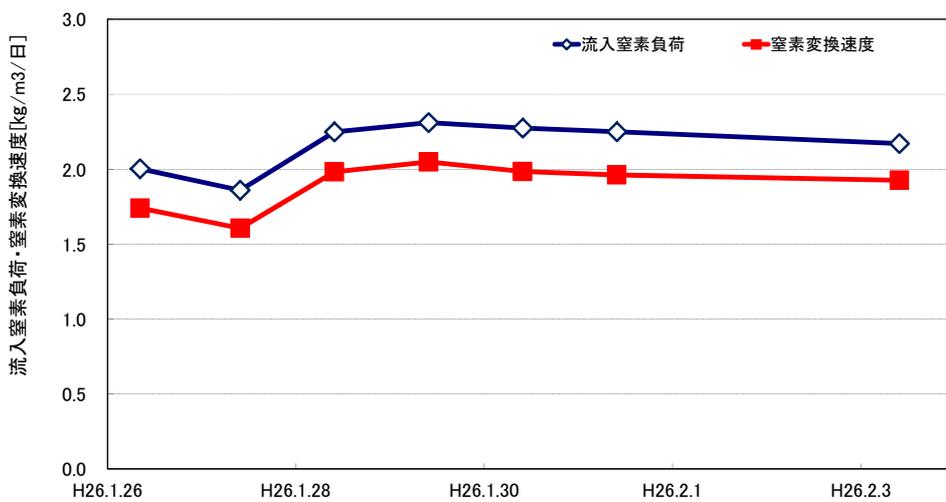
$C_{TN,in}$: 流入アンモニア性窒素濃度 + 流入亜硝酸性窒素濃度 [mg/L]

$C_{TN,out}$: 流出アンモニア性窒素濃度 + 流出亜硝酸性窒素濃度 [mg/L]

V_s : 担体ユニット容量 [m³]



図資 1-29 H25 年度冬季（前半）におけるアナモックス槽の窒素変換率



図資 1-30 H25 年度冬季（前半）におけるアナモックス槽の流入窒素負荷および窒素変換速度

3) ユーティリティ使用量

データ収集期間におけるプロセス全体の主要ユーティリティ使用量を以下に示す。

①電力使用量

表資 1-8 に実証施設のプロセス全体における電力使用量を示す。季節間で窒素負荷の変動があったが、曝気風量の調整は放風弁の開度にて行っていたため、実証試験期間を通しての電力使用量はほぼ同程度であった。窒素除去量あたりの電力使用量で比較すると、H25 年度の電力使用量は H24 年度と比較して低かった。この理由として、H24 年度ではベルトプレス脱水ろ液（T-N 濃度が 300～400 mg/L）を処理対象としたのに対し、H25 年度ではより高濃度であるスクリーンプレス脱水ろ液（T-N 濃度が 600～800 mg/L）を処理対象としたためと考えられた。

表資 1-8 プロセス全体における電力使用量

電力使用量	データ収集期間			
	H24 年度 冬季	H25 年度 夏季	H25 年度 秋季	H25 年度 冬季
	H25. 02. 11 ～H25. 02. 16	H25. 08. 28 ～H25. 10. 08	H25. 10. 29 ～H25. 12. 11	H26. 01. 25 ～H26. 02. 21
1 日あたりの 使用量[kWh/日]	280	300	290	280
窒素除去量あたりの 使用量[kWh/kg-N]	16	10	13	9

※ 上表の電力使用量は実証設備の機器の動力によるものであり、外灯などの建築設備電力使用量は除外している。

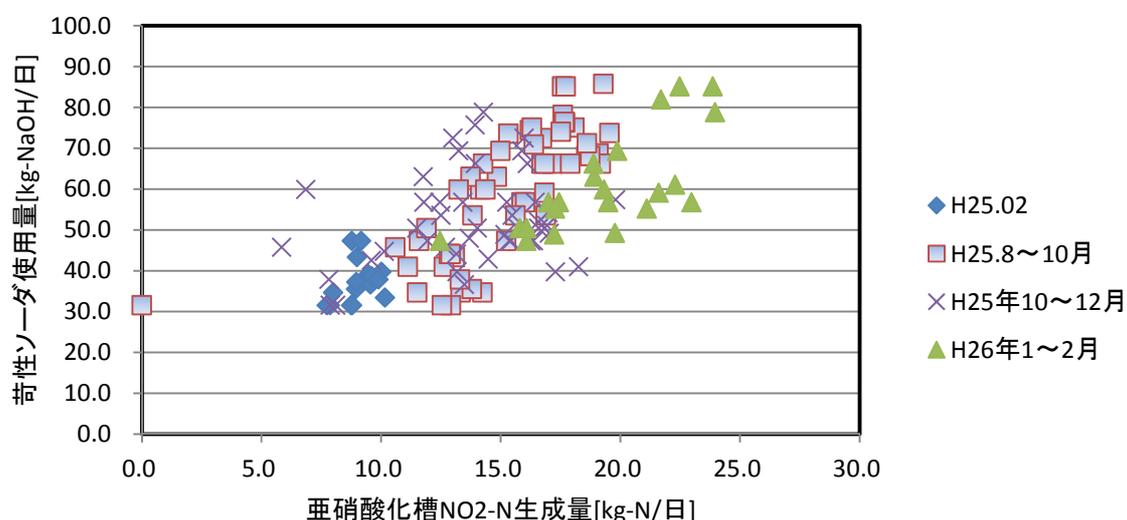
②薬品使用量

表資 1-9 に実証施設のプロセス全体における苛性ソーダ（濃度 25% (w/w)，比重 1.26）の使用量を、図資 1-31 に苛性ソーダ添加量と亜硝酸生成量の関係を示す。凝集沈殿設備における薬品添加を停止していたため、苛性ソーダ使用量は亜硝酸化槽 pH 調整用によるものである。季節間での窒素負荷が変動したため、1 日あたりの苛性ソーダ使用量についても変動があったが、窒素除去量あたりの使用量はほぼ一定であった。

表資 1-10 に実証施設のプロセス全体における硫酸（濃度 50% (w/w) 比重 1.40）の使用量を示す。各季節とも脱臭装置の運転を停止していたため、硫酸使用量は調整槽における pH 調整用によるものである。平成 24 年度では窒素除去量あたりの硫酸使用量は 0.12 kg 程度であり、平成 25 年度では 0.25～0.35 kg であった。このことは処理対象とするベルトプレス脱水ろ液とスクリーンプレス脱水ろ液の濃度による違いが影響しているものと推察された。

表資 1-9 プロセス全体における苛性ソーダ使用量

苛性ソーダ使用量	データ収集期間			
	H24 年度 冬季	H25 年度 夏季	H25 年度 秋季	H25 年度 冬季
	H25. 02. 11 ～H25. 02. 16	H25. 08. 28 ～H25. 10. 08	H25. 10. 29 ～H25. 12. 11	H26. 01. 25 ～H26. 02. 21
1 日あたりの使用量 [kg/日]	35.9	67.8	43.4	62.5
窒素除去量あたりの 使用量[kg/kg-N]	2.0	2.2	1.9	1.9



図資 1-31 実証施設における亜硝酸化槽の苛性ソーダ添加量と亜硝酸生成量の関係

表資 1-10 プロセス全体における硫酸使用量

硫酸使用量	データ収集期間			
	H24 年度 冬季	H25 年度 夏季	H25 年度 秋季	H25 年度 冬季
	H25. 02. 11 ～H25. 02. 16	H25. 08. 28 ～H25. 10. 08	H25. 10. 29 ～H25. 12. 11	H26. 01. 25 ～H26. 02. 21
1 日あたりの使用量 [kg/日]	2.1	7.7	7.0	11.2
窒素除去量あたりの 使用量[kg/kg-N]	0.12	0.25	0.31	0.34

③LPG 使用量

本プロセスでは、加温が必要となる場合に分配槽の加温用にLPGを使用した。表資 1-11 にLPG 使用量を示す。外気温が低くなるほど、放熱量が多くなるため、LPG 使用量は増加する傾向にあった。

表資 1-11 プロセス全体におけるLPG 使用量

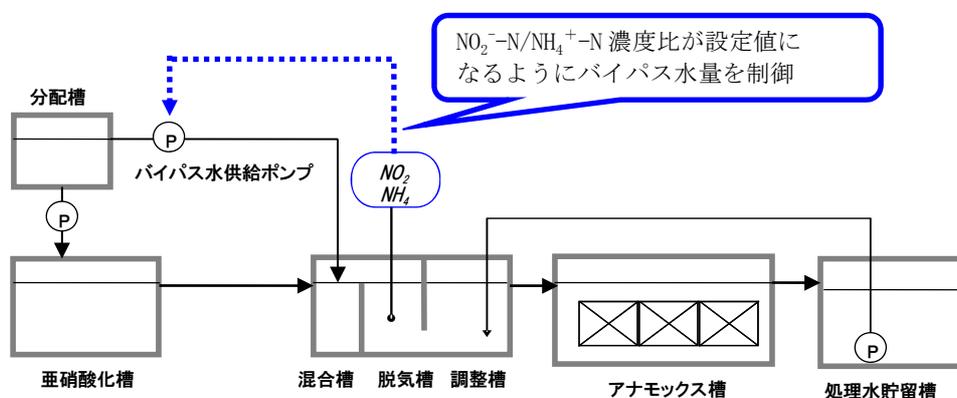
LPG 使用量	データ収集期間			
	H24 年度 冬季	H25 年度 夏季	H25 年度 秋季	H25 年度 冬季
	H25. 02. 11 ～H25. 02. 16	H25. 08. 28 ～H25. 10. 08	H25. 10. 29 ～H25. 12. 11	H26. 01. 25 ～H26. 02. 21
1 日あたりの使用量 [Nm ³ /日]	65. 5	6. 1	38. 6	62. 5
外気温[°C]	5. 5	24. 2	11. 6	7. 1

(3) 各種性能評価結果

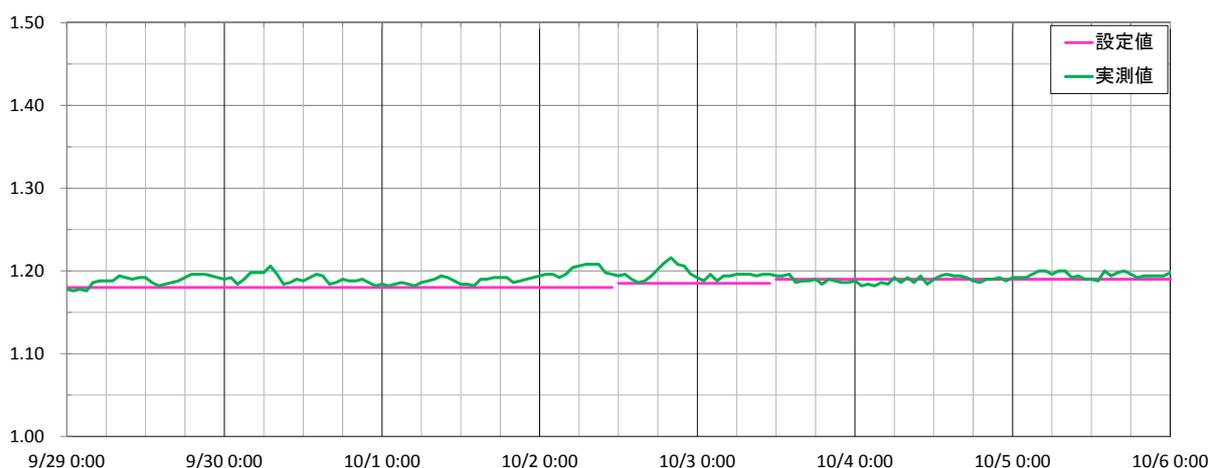
1) バイパス水量制御

図資 1-32 に実証施設の部分亜硝酸化工程におけるバイパス水量制御の概要を示す。バイパス水量制御においてはバイパス水量と亜硝酸化槽通水量の和を一定に制御した上で、脱気槽に設置した $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 濃度計と $\text{NO}_2^-\text{-N}$ 濃度計によりそれぞれの濃度を連続計測して $\text{NO}_2^-\text{-N}/\text{NH}_4^+\text{-N}$ 濃度比を算出し、その値が設定範囲なるようにバイパス水量を自動調整した。

図資 1-33 にバイパス水量制御を実施した際の、脱気槽の $\text{NO}_2^-\text{-N}/\text{NH}_4^+\text{-N}$ の経時変化を示す。バイパス水量が自動調整された結果、脱気槽 $\text{NO}_2^-\text{-N}/\text{NH}_4^+\text{-N}$ 比は設定値（約 1.2）付近で安定して維持されていた。この期間におけるアナモックス槽の窒素変換率は 89%、プロセス全体の T-IN 除去率は 82%であった。



図資 1-32 バイパス水量制御概略図

図資 1-33 バイパス水量制御時の脱気槽 $\text{NO}_2\text{-N}/\text{NH}_4\text{-N}$ 濃度比の経時変化

2) 負荷変動時の運転

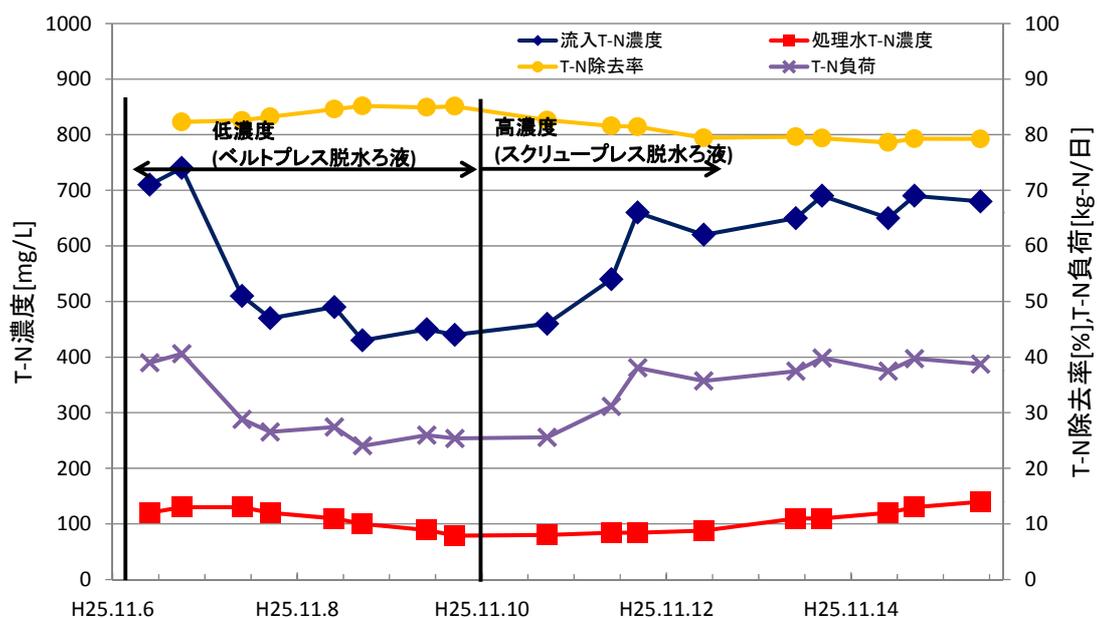
負荷変動時も安定して窒素除去性能が維持されることを確認する目的で、負荷変動運転を実施した。負荷変動運転は、実証研究期間中に2回実施し（H25年度秋季・H25年度冬季）、取水対象の脱水機をスクリーンプレスからベルトプレスへ、またベルトプレスからスクリーンプレスへと変更し、原水濃度を変化させることで行った。

①負荷変動試験（H25年度秋季）

表資 1-12 に秋季における負荷変動運転条件を示す。また、図資 1-34 に負荷変動運転時のプロセス全体の窒素除去性能を示す。流入原水を切り替えた後、HRTに相当する遅れ時間をもって原水 T-N 濃度は変動したが、プロセス全体の T-N 除去率は、概ね 80%程度に維持された。

表資 1-12 負荷変動運転条件

実施時期	運転条件	脱水機形式	原水 T-N 濃度
～H25. 11. 06	高負荷運転	スクリーンプレス	700 mg/L 程度
H26. 11. 06 ～H26. 11. 10	低負荷運転	ベルトプレス	450 mg/L 程度
H26. 11. 10 ～H26. 11. 15	高負荷運転	スクリーンプレス	650 mg/L 程度



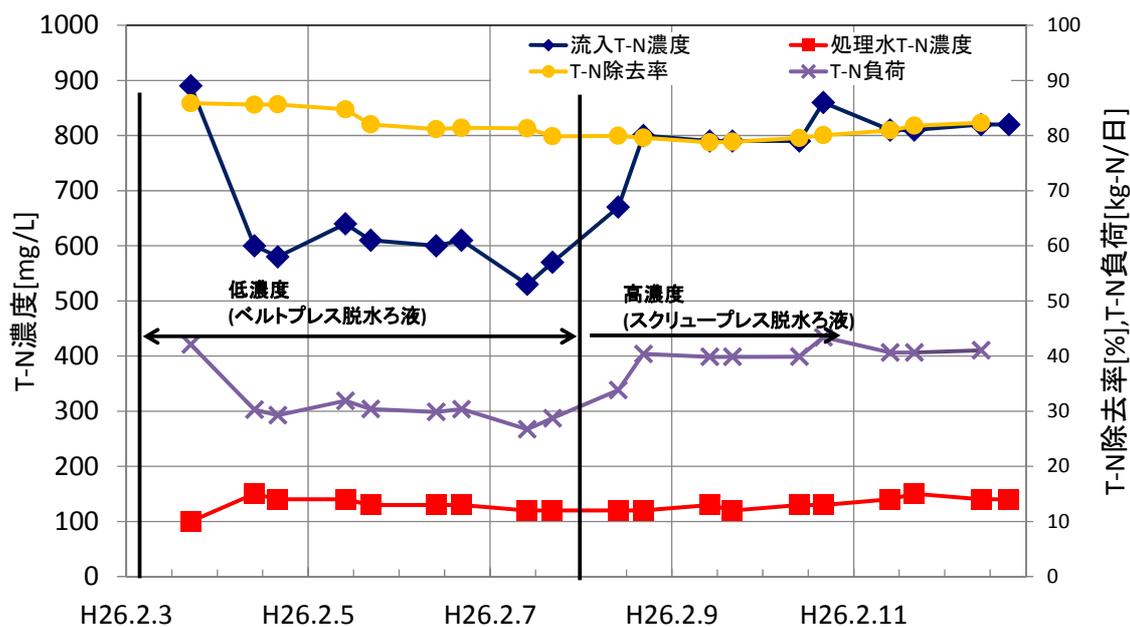
図資 1-34 負荷変動運転（秋季実施）の結果

②負荷変動試験（H25 年度冬季）

表資 1-13 に冬季における負荷変動運転条件を示す。また，図資 1-35 に負荷変動運転時のプロセス全体の窒素除去性能を示す。秋季の場合と同様に流入原水を切り替えにより原水 T-N 濃度は変動したが，プロセス全体の T-N 除去率は，概ね 80%程度に維持された。

表資 1-13 負荷変動（冬季）運転条件

実施時期	運転条件	脱水機形式	原水 T-N 濃度
～H26.02.03	高負荷運転	スクリープレス	900 mg/L 程度
H26.02.03 ～H26.02.07	低負荷運転	ベルトプレス	550 mg/L 程度
H26.02.07 ～H26.02.12	高負荷運転	スクリープレス	800 mg/L 程度



図資 1-35 負荷変動運転時のプロセス全体の窒素除去処理性能

3) 流入停止時の対応・復帰

原水の流入が停止した場合の施設における対応と復帰方法を確認するため、数日間原水の流入を停止させ、その後の復旧について検討した。原水の流入が停止する事例として、脱水機の運転パターンにより週末の2～3日間、原水の流入の停止が想定される短期停止時の場合と、年末・年始休暇などで最長1週間程度、原水の流入の停止が想定される長期停止時の場合がある。

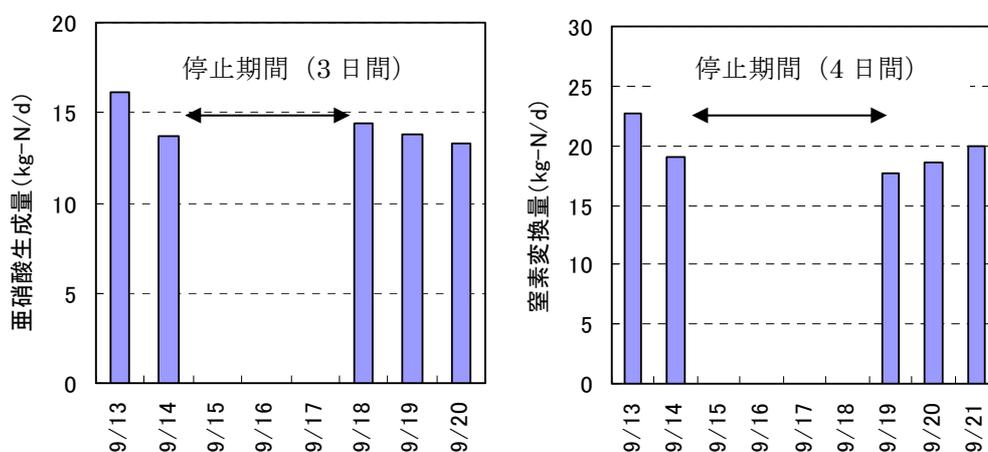
①短期停止

平成25年9月14～17日の期間において脱水機が停止し、実証施設への通水を停止した。この期間においては、微生物の活性を維持するための運転を行った（表資1-14）。通水再開後は通水停止前と同等の負荷で運転を再開した。

図資1-36に通水停止前後の亜硝酸化槽・アナモックス槽の処理性能を示す。亜硝酸化槽・アナモックス槽ともに、通水停止前と同等の処理性能を有していた。

表資1-14 短期停止における維持運転条件

	運転条件		備考
亜硝酸化槽	原水供給	3日間停止	H25.09.14～H25.09.17
	曝気	間欠曝気	
	温度調整	停止	
	pH調整	停止	
アナモックス槽	原水供給	4日間停止	H25.09.14～H25.09.18 (亜硝酸化槽再立上げ後、通水再開)
	処理水循環	継続	
	温度調整	停止	
	pH調整	継続	



図資1-36 短期停止前後における処理性能
(左：亜硝酸化槽，右：アナモックス槽)

②長期停止

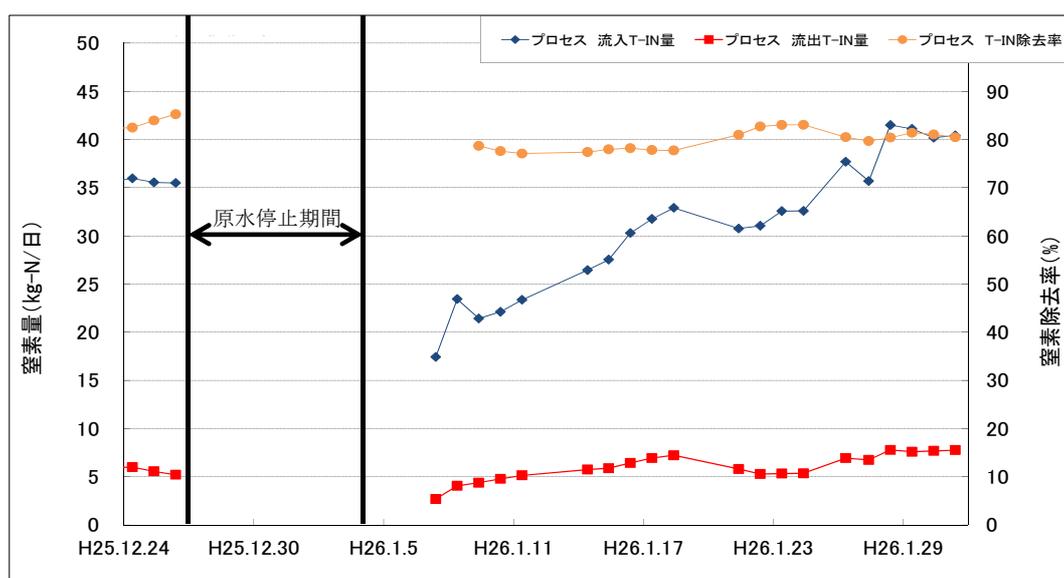
年末年始の脱水機停止にとまない、実証施設の長期停止試験を行った。長期停止試験期間においては短期停止と同様に維持運転を行った（表資 1-15）。

通水再開後の再立上げは亜硝酸化槽から開始した。再立上げ開始時はほぼ無負荷の状態であったため、 NO_3^- -N 生成がみられたが、負荷上昇とともに NO_3^- -N 生成は抑制傾向となった。

図資 1-37 に再立上げにおけるプロセス全体の窒素除去性能を示す。アナモックス槽への通水およびバイパス水量制御は、亜硝酸化槽において亜硝酸化が優占化した後に再開した。アナモックス槽は長期停止後も活性は速やかに回復し、負荷量の上昇に伴い除去量は追従した。再立上げ後約 2 週間でプロセスに流入する負荷を停止前と同等に戻し、それ以降も約 80% の T-N 除去率を維持した。

表資 1-15 長期停止試験における維持運転条件

	運転条件		備考
亜硝酸化槽	原水供給	8 日間停止	H25. 12. 27～H26. 01. 03
	曝気	間欠曝気	
	温度調整	継続	
	pH 調整	停止	
アナモックス槽	原水供給	11 日間停止	H25. 12. 27～H26. 01. 06 (亜硝酸化槽再立上げ後、通水再開)
	処理水循環	継続	
	温度調整	継続	
	pH 調整	継続	



図資 1-37 長期停止前後におけるプロセスの窒素除去性能

4) N₂O 排出量の調査

本プロセスでは、BOD 酸化槽および亜硝酸化槽、アナモックス槽において亜酸化窒素 (N₂O) が発生する可能性があるため、それぞれの N₂O 排出量を調査した。N₂O 濃度は、スポットで採取したオフガスをヘッドスペース法にて測定した。

表資 1-16~17 にそれぞれ各季節における N₂O 排出量、N₂O 転換率、N₂O 測定時の運転状況を示す。本プロセスにおける流入窒素量あたりの N₂O 転換率は 0.99~3.42%の範囲であり、そのほとんどは亜硝酸化槽に起因するものであった。これは、日本下水道事業団の「アナモックス反応を利用した窒素除去技術の評価に関する報告書」に記載のアナモックスプロセスにおける流入窒素量あたりの N₂O 転換率 0.27~2.8%と同等程度の結果となった。

H25 年度の実証研究における N₂O 変換率は、H24 年度の運転データと比較すると高かった。これは N₂O の主要排出源である亜硝酸化槽において、窒素負荷量あたりの曝気量を少なくしていたことによると推測された。しかし、H25 年度の秋季・冬季については季節内において一定の条件で運転していたにも関わらず、N₂O 排出量・変換率とも大きく変動しており、運転条件と N₂O 排出量・変換率との明確な相関はみられなかった。

表資 1-16 各季節におけるプロセス全体の N₂O 排出量

N ₂ O 排出量[g-N ₂ O/日]	データ収集期間			
	H24 年度 冬季	H25 年度 夏季	H25 年度 秋季	H25 年度 冬季
	H25. 02. 11 ~H25. 02. 16	H25. 08. 28 ~H25. 10. 08	H25. 10. 29 ~H25. 12. 11	H26. 01. 25 ~H26. 02. 21
BOD 酸化槽	253	33~59	15~113	42
亜硝酸化槽	325	447~915	729~1,341	74
アナモックス槽	6	11~23	6~24	4
処理水持ち出し	19	73~82	146~155	55
計	603	564~1,079	896~1,634	175

※ H25 年度夏季・秋季は N₂O 排出量の変動が大きかったため、範囲表記としている。

※ 処理水持ち出し分は、処理水に溶解している N₂O 量を示す。

表資 1-17 各季節におけるプロセス全体の N₂O 転換率

N ₂ O 変換率[%]	データ収集時期			
	H24 年度 冬季	H25 年度 夏季	H25 年度 秋季	H25 年度 冬季
	H25. 02. 11 ~H25. 02. 16	H25. 08. 28 ~H25. 10. 08	H25. 10. 29 ~H25. 12. 11	H26. 01. 25 ~H26. 02. 21
N ₂ O 変換率[%]	1.62	1.49~2.81	2.00~3.42	0.99

※ N₂O 変換率は窒素負荷量あたりの N₂O 排出量とする。

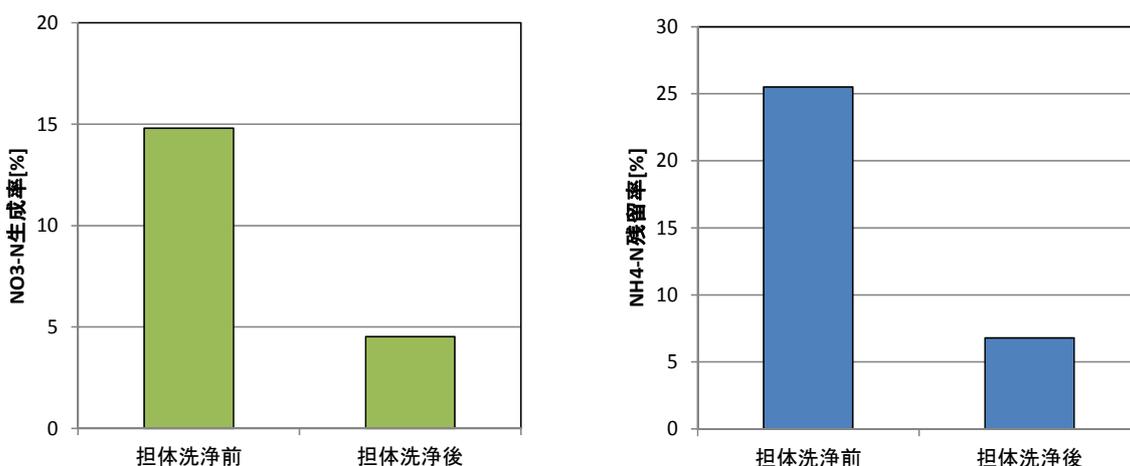
(4) 安定運転に関する方策

1) 亜硝酸化処理の安定化

部分亜硝酸化工程は、 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ を $\text{NO}_2^-\text{-N}$ に変換する工程であり、その処理の安定性はプロセス全体の処理性能に大きく影響する。長期的な運転の中で亜硝酸化槽において $\text{NO}_3^-\text{-N}$ が生成するなどして $\text{NO}_2^-\text{-N}$ 生成率が低下した場合は、以下の対策を実施して亜硝酸化槽の安定化を行った。

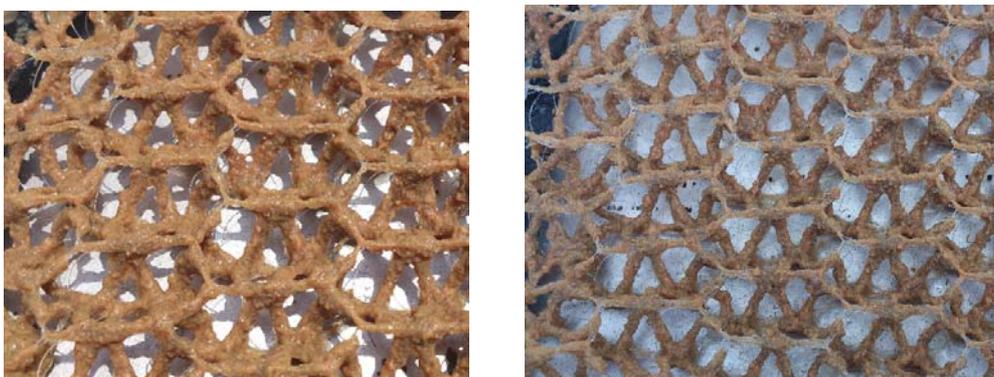
①担体洗浄

長期的な運転の中で流入した SS が担体の表面に堆積するなどして亜硝酸化槽の処理性能が低下した際は、担体下部に設置した曝気洗浄装置より担体洗浄を行った。図資 1-38 に担体洗浄前後における $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 生成率、 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 残留率の一例を示す。担体洗浄後は $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 生成率、 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 残留率のいずれも低減された。また、図資 1-39 に洗浄前後の担体の外観を示す。担体洗浄後には、担体表面に付着した余分な汚泥が剥離された。以上のことから担体洗浄は亜硝酸化槽の安定化に有効であると考えられ、ガイドラインにおいて性能低下を予防するための対処法として提示した（本編第 4 章 § 30 亜硝酸化施設）。



図資 1-38 担体洗浄前後の亜硝酸化槽性能の変化

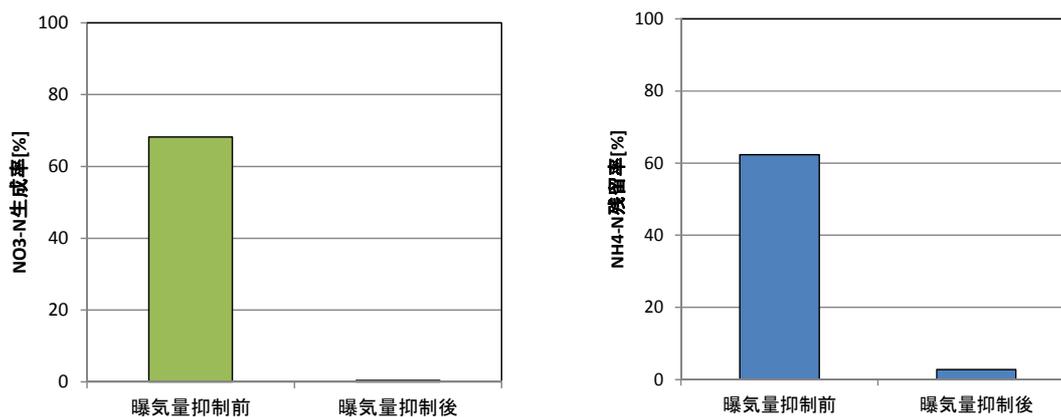
(左： $\text{NO}_3^-\text{-N}$ 生成が優占した場合，右： $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 残留が顕著な場合)



図資 1-39 洗浄前後の亜硝酸化槽担体状況（左：洗浄前，右：洗浄後）

②曝気量抑制運転

担体洗浄後も亜硝酸化槽の処理性能が回復しなかった際は、曝気風量を平時において必要と考えられるより少なくする曝気量抑制運転を実施した。図資 1-40 に曝気量抑制運転前後の NO_3^- -N 生成率, NH_4^+ -N 残留率を示す。 NO_3^- -N 生成率, NH_4^+ -N 残留率のいずれも低減されており、曝気量抑制運転が亜硝酸化槽の処理性能安定化に有効であると考えられた。

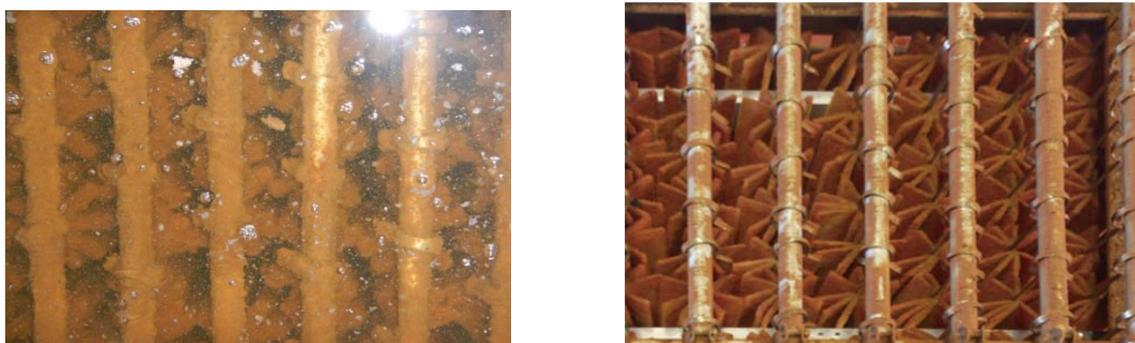


図資 1-40 曝気量抑制運転前後の亜硝酸化性能の変化

2) その他の方策

2-1) 脱水機由来の高分子凝集剤への対応

平成 25 年 5 月以降、原水の高濃度化するためにベルトプレス脱水ろ液からスクリープレス脱水ろ液に切り替えて運転したところ、アナモックス槽で処理性能の低下が確認された。槽内を確認すると、担体表面に付着物がつき肥大していることが確認された（図資 1-41）。原水を採取して性状を調べたところ汚泥凝集性が確認され、原水（スクリープレス脱水ろ液）中に高濃度に残留した高分子凝集剤が原因であると推察された。



図資 1-41 アナモックス担体状況（左：性能低下時，右：担体移設当初）

①N₂ ガスによる担体洗浄

高分子凝集剤の影響を思われる処理性能の低下が見られた後、平成 25 年 6 月 13-14 日に N₂ ガスによる担体洗浄を行った。この操作は、担体下部より N₂ ガスを吹き込むことで担体表面の過剰な付着物を剥離させ、処理性能を回復させることを目的として行った（図資 1-42～43）。洗浄実施前には窒素変換量は 10kg-N/日以下に低下していたが、洗浄実施後は性能が回復し、6/28 の時点で高分子凝集剤の影響が出る以前と同等の性能（窒素変換量 20 kg-N/日程度）に回復した（図資 1-44）。以上のことから処理性能の低下に対応するための応急対策として、応急時に N₂ ガス洗浄できる機構を備えることをガイドラインに提示した（本編第 4 章 § 33 アナモックス施設）。

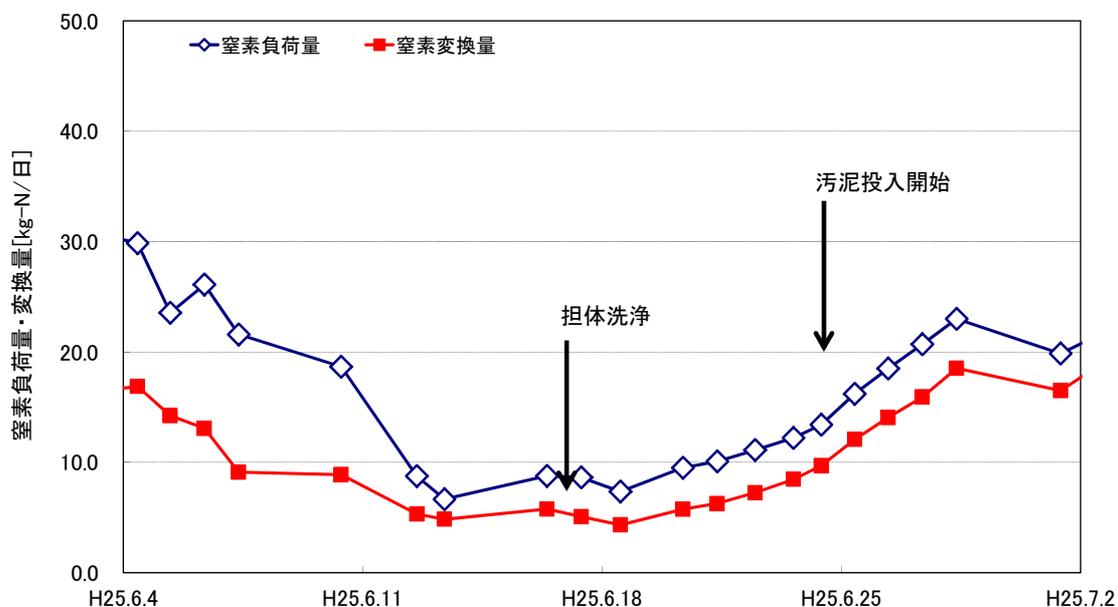


図資 1-42 N₂ ガス洗浄作業状況



図資 1-43 N₂ ガス洗浄前後の担体表面の状況（左：洗浄前，右：洗浄後）

※ファイバースコープにて撮影。白く見えるのは光源の関係で実際は赤色



図資 1-44 高分子凝集剤対策前後におけるアナモックス槽の処理性能推移

②高分子凝集剤の低減

流入側での予防処置として、平成 25 年 7 月上旬より処理場内で発生した汚泥を流量調整槽に投入し、脱水機由来の高分子凝集剤と汚泥を反応させることで高分子凝集剤の影響を低減する運転を開始した。汚泥の投入量は、原水量に対して 5～10% (v/v) 程度とした。汚泥投入後の原水の性状を確認すると、汚泥凝集性が低くなった。また、汚泥投入後の運転経過をみると、アナモックス槽での処理性能低下はなく、脱水機由来の高分子凝集剤が低減されたと考えられ、以上のことから前処理工程における高分子凝集剤の対策についてガイドラインに提示した(本編第 4 章 § 24 前処理工程の設計概要)。

2-2) MAP 対策

平成 25 年 5 月以降，スクリーンプレス脱水ろ液を処理対象としており，**図資 1-45** に示すとおり取水設備の一部（脱水ろ液移送ポンプなど）において MAP の析出が確認された。一方で，流量調整槽以降の実証施設においては，ほとんど見られなかった。MAP の主な析出箇所が取水設備であることから，ランニングコスト削減のためにポリ鉄などの薬品の常時添加はせず，ポンプなどの定期点検や，必要に応じて薬液洗浄を実施すること（目安として 2 ヶ月に 1 回程度）で，MAP 析出による不具合を解消した（**図資 1-46**）。以上のことから設計に係る留意事項としての MAP 対策についてガイドラインに提示した（本編第 4 章 § 35 各処理工程の設計に係る留意事項）。



図資 1-45 取水設備 MAP 析出状況（左：脱水ろ液取水ポンプ，右：吐出配管）



図資 1-46 薬液洗浄実施後の取水設備状況（左：脱水ろ液取水ポンプ，右：吐出配管）

2. ケーススタディー

汚泥の嫌気性消化を実施する下水処理場において返流水個別処理施設の導入を検討するための各種ケーススタディーを行った。返流水処理技術として固定床型アナモックスプロセスと従来技術を導入した場合について、それぞれ建設費、維持管理費、ライフサイクルコスト、エネルギー使用量および温室効果ガス排出量の試算を行った。

2.1 固定床型アナモックスプロセス

(1) 検討条件

返流水個別処理施設の導入を検討する下水処理場の諸元について、表資 2-1 に示す通り想定を行った。また、発生する返流水の水量・水質の条件は表資 2-2 の通りとした。下水処理場の流入下水量は 10,000 m³/日、50,000 m³/日、100,000 m³/日の 3 パターンを想定し、返流水の発生量はそれぞれ 47 m³/日、235 m³/日、470 m³/日とした。

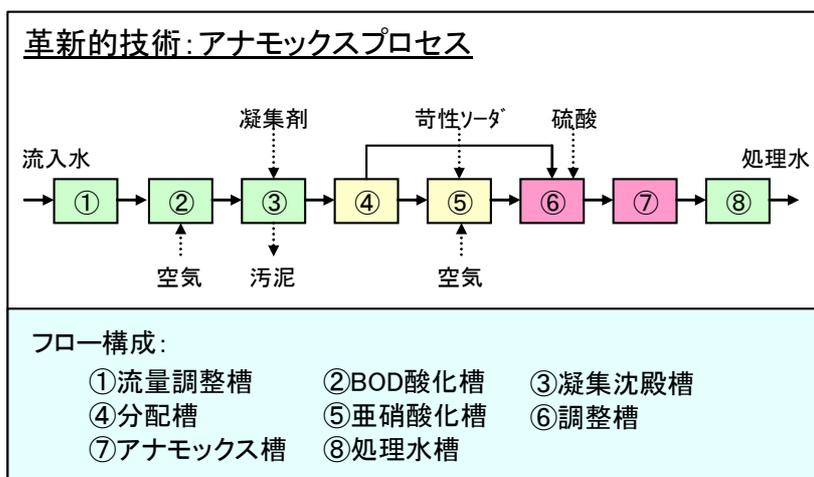
表資 2-1 固定床型アナモックスプロセスを導入する下水処理場の設定条件

	設定条件	備考
流入下水量（日最大）	<ul style="list-style-type: none"> ・ 10,000 m³/日 ・ 50,000 m³/日 ・ 100,000 m³/日 	
水処理フロー	最初沈殿池＋反応タンク＋最終沈殿池	高度処理実施
汚泥処理フロー	重力濃縮（生汚泥）＋機械濃縮（余剰汚泥） ＋嫌気性消化（中温・一段）＋脱水（遠心脱水）	
脱水機運転時間	日中 8 時間（9:00-17:00）×週 6 回	

表資 2-2 各ケースにおける返流水水量・水質条件

	処理規模		
	10,000 m ³ /日	50,000 m ³ /日	100,000 m ³ /日
流入下水量 (日最大)	10,000 m ³ /日	50,000 m ³ /日	100,000 m ³ /日
返流水発生量 (脱水ろ液量)	47 m ³ /日	235 m ³ /日	470 m ³ /日
水質項目	水質条件		
流入水温	30℃		
SS	940 mg/L		
C-BOD ₅	231 mg/L		
T-N	1,060 mg-N/L		
NH ₄ ⁺ -N	1,000 mg-N/L		
アルカリ度	4,000 mg/L		

図資 2-1 に固定床型アナモックスプロセスの概略フローを示す。



図資 2-1 固定床型アナモックスプロセスの概略フロー

(2) 試算方法

1) 建設費

建設費は、土木・建築施設費、機械設備費、電気設備費を対象とし、「流域別下水道整備総合計画調査指針と解説 P264」(公益社団法人日本下水道協会)(以下、流総指針)に基づいて下記の要領で算出した。また、建設費年価は「バイオソリッド利活用基本計画(下水汚泥処理総合計画)策定マニュアル(案)」(公益社団法人日本下水道協会)より、利子率 2.3%に応じた年価を算出した。算出式は以下のとおりである。

$$\text{建設年価} = \text{建設費} \times \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \quad i: \text{利子率 (=割引率)} \quad n: \text{耐用年数}$$

①土木施設費

土木施設費（円）＝内空容積（m³）×容積単価（円/m³）

- ・ 内空容積は、配置図に基づく。
- ・ 容積単価は「下水道雨水管理計画策定マニュアル（p141）」（社団法人全国上下水道コンサルタント協会）に基づいて、188,000円/m³とした。
- ・ 労務費は上記金額の15%とした。
- ・ 耐用年数はコンクリート構造物が主体となるため、「下水道事業の手引き」（国土交通省下水道部事業計画課）より50年とした。

②建築施設費

建築床面積に床面積単価を乗じて算出した。

建築施設費（円）＝建築床面積（m²）×床面積単価（円/m²）

- ・ 建築床面積は配置図に基づく。
- ・ 床面積単価は設計コンサルタントへのヒアリング結果より187,500円/m²とした。
- ・ 労務費は上記金額の15%とした。
- ・ 耐用年数はコンクリート構造物が主体となるため、「下水道事業の手引き」（国土交通省下水道部事業計画課）より50年とした。

③機械設備費

各種機器ごとの台数に各種機器単価を乗じた総和にて算出する。

機械設備費（円）＝機器費合計（円）×2

- ・ 各種機器仕様・台数および単価は機器リストに基づく。
- ・ 流総指針 P264 より、上記機器費は材料費として扱い、工費（労務費）として同額を計上した。
- ・ 耐用年数は「下水道事業の手引き」（国土交通省下水道部事業計画課）において、多くの機器が15年と設定とされているため、15年とした。

④電気設備費

- ・ 労務費は上記金額の15%とする。
- ・ 耐用年数は「下水道事業の手引き」（国土交通省下水道部事業計画課）より10年とする。
- ・ 電気設備費は現場盤までとし、中央は含まないものとする。

2) 維持管理費

維持管理費の算出にあたっては、ユーティリティおよび点検補修費を対象とした。

①ユーティリティ

電力、水道、薬品を考慮し、それぞれ容量計算により求められた消費量に対して各ユーティリティの単価を乗じて算出した。

- ・ 電力については、施設を稼働させるための消費電力を考慮することとし、照明などの建築設備については除外した。
- ・ 水道は、凝集助剤（高分子凝集剤）の溶解水を考慮した。
- ・ 薬品については、前処理工程のSS除去およびMAP対策（リン除去）において使用する凝集剤（ポリ硫酸第二鉄）および凝集助剤、凝集沈殿・部分亜硝酸化工程およびアナモックス工程でpH調整剤として用いる酸（硫酸）およびアルカリ（苛性ソーダ）を考慮した。
- ・ 固定床型アナモックスプロセスは安定運転のために温度維持を行うことが望ましいが、本プロセスは汚泥の嫌気性消化を行っている処理場に導入されるため、加温熱源として消化ガスやその消化ガス発電の廃熱が利用可能であると想定した。

（例えば、処理下水量 50,000 m³/日の下水処理場に本プロセスを導入する場合、消化汚泥脱水ろ液の流入温度を 30℃、気温を 17℃とすると、プロセスの温度維持に必要な熱量は 4,011 GJ/年と試算される。一方、下水処理場で発生する消化ガスのエネルギーは約 23,600 GJ/年と想定され、消化ガスのエネルギーの 17%程度に相当することになる。）

②点検補修費

担体を除いた機械設備費・電気設備費の 3%を毎年計上するとともに、使用担体については耐用年数 10 年と仮定して計上した。また、点検補修に係る人件費も計上した。

3) ライフサイクルコスト

ライフサイクルコストは、建設費を年価換算したものと、維持管理費、撤去費を合算して算出した。

3-1) 撤去費

①機械設備

機械設備の撤去費は、「下水道用設計標準歩掛表平成 24 年度－第 2 巻 ポンプ場・処理場－P102」（公益社団法人日本下水道協会）より、建設費における労務費の 40%を計上した。

②土木・建設施設および電気設備

土木・建設施設および電気設備の撤去費は、「下水道用設計標準歩掛表平成 24 年度－第 2 巻 ポンプ場・処理場－P102」（公益社団法人日本下水道協会）の機械設備工事歩掛と同様の取扱いとし、撤去費は建設費における労務費の 40%を計上した。

③スクラップ費

スクラップ費は、建設費の 4%を計上した。

4) エネルギー使用量

エネルギー使用量の算出にあたっては、ユーティリティ（電気、水道、薬品）の使用に係るものを対象とした。

5) 温室効果ガス排出量

温室効果ガスの排出量の算出にあたっては、ユーティリティ（電気、水道、薬品）の使用に係る供用段階のものと、建設段階および解体・廃棄時のものを対象とした。

施設の建設段階および解体・撤去時の温室効果ガス排出量については、「下水道における LCA 適用の考え方（平成 22 年 2 月国土交通省国土技術政策総合研究所）」終末処理場における環境負荷量（LC-CO₂）の算定事例から、建設段階 19.3%、供用段階 80.2%、解体・撤去時 0.5%の比率で換算し算出した。

なお、プロセスより排出される可能性がある亜酸化窒素（N₂O）については、実証試験にて実測したが（資料編 p. 27 N₂O 排出量の調査参照）、比較対象となる従来技術における N₂O 排出量に関するデータが少なく適正な数値の提示が困難なため、ここでは対象からは除外した。

(3) 試算結果

1) 流入下水量 10,000 m³/日（返流水処理量 47 m³/日）の下水処理場における試算結果

表資 2-3~7 に流入下水量 10,000 m³/日の処理場において、返流水処理施設として固定床型アナモックスプロセス（返流水処理量 47 m³/日）を導入した場合の建設費，維持管理費，ライフサイクルコスト，エネルギー使用量，温室効果ガス排出量の試算結果をそれぞれ示す。また，図資 2-2~3 にプロセスのフローおよび配置図を，表資 2-8 にプロセスの主要機器をそれぞれ示す。

表資 2-3 固定床型アナモックスプロセス（返流水処理量 47 m³/日）の建設費

職 種 / 耐 用 年 数		建設費 (百万円)	うち材料費 (百万円)	うち工費（労務費） (百万円)	寄与率
機械設備 (耐用年数 15 年)	上段：総費用	300	150	150	59.1%
	下段：年価	23.9	11.9	11.9	67.0%
電気設備 (耐用年数 10 年)	上段：総費用	59	51	9	11.7%
	下段：年価	6.7	5.7	1.0	18.9%
土木建築施設 (耐用年数 50 年)	上段：総費用	148	126	22	29.2%
	下段：年価	5.0	4.3	0.8	14.1%
合 計	上段：総費用	507	327	181	100.0%
	下段：年価	35.6	21.9	13.7	100.0%

表資 2-4 固定床型アナモックスプロセス（返流水処理量 47 m³/日）の維持管理費

費目		使用量	単価	費用	寄与率
電力		171,310 kWh/年	12 円/kWh	2,056 千円/年	8%
水道		34 m ³ /年	200 円/m ³	7 千円/年	<1%
薬品	ポリ硫酸鉄	25,733 kg/年	29 円/kg	746 千円/年	3%
	高分子凝集剤	34 kg/年	500 円/kg	17 千円/年	<1%
	苛性ソーダ（24%）	153,100 kg/年	25 円/kg	3,828 千円/年	14%
	硫酸（50%）	4,100 kg/年	21 円/kg	86 千円/年	<1%
	薬品費計			4,677 千円/年	18%
点検・ 補修費	点検費			1,800 千円/年	7%
	補修費			17,970 千円/年	68%
	点検補修費計			19,770 千円/年	75%
合 計				26,509 千円/年	100%

表資 2-5 固定床型アナモックスプロセス（返流水処理量 47 m³/日）のライフサイクルコスト

項目	職種	費用	寄与率
建設費	機械設備	23,900 千円/年	35%
	電気設備	6,700 千円/年	10%
	土木建築施設	5,000 千円/年	7%
	計	35,600 千円/年	52%
維持管理費	電力	2,056 千円/年	3%
	水道	7 千円/年	<1%
	薬品	4,677 千円/年	7%
	点検補修	19,770 千円/年	29%
	計	26,509 千円/年	38%
撤去費	機械設備	4,780 千円/年	7%
	電気設備	402 千円/年	<1%
	土木建築施設	300 千円/年	<1%
	スクラップ	1,424 千円/年	2%
	計	6,906 千円/年	10%
合 計		69,015 千円/年	100%

表資 2-6 固定床型アナモックスプロセス（返流水処理量 47 m³/日）のエネルギー使用量

費目	使用量	原単位	消費量 (GJ/年)	
電力	171,310 kWh/年	9.68 MJ/kWh	1,658.3 GJ/年	
水道	34 m ³ /年	30.7 MJ/m ³	1.0 GJ/年	
薬品	ポリ硫酸鉄	25,733 kg/年	78.6 MJ/t	2.0 GJ/年
	高分子凝集剤	34 kg/年	220,123 MJ/t	7.5 GJ/年
	苛性ソーダ (24%)	153,00 kg/年	4,068 [*] MJ/t	622.8 GJ/年
	硫酸 (50%)	4,100 kg/年	587 [*] MJ/t	2.4 GJ/年
	薬品計			634.7 GJ/年
合 計			2,294.0 GJ/年	

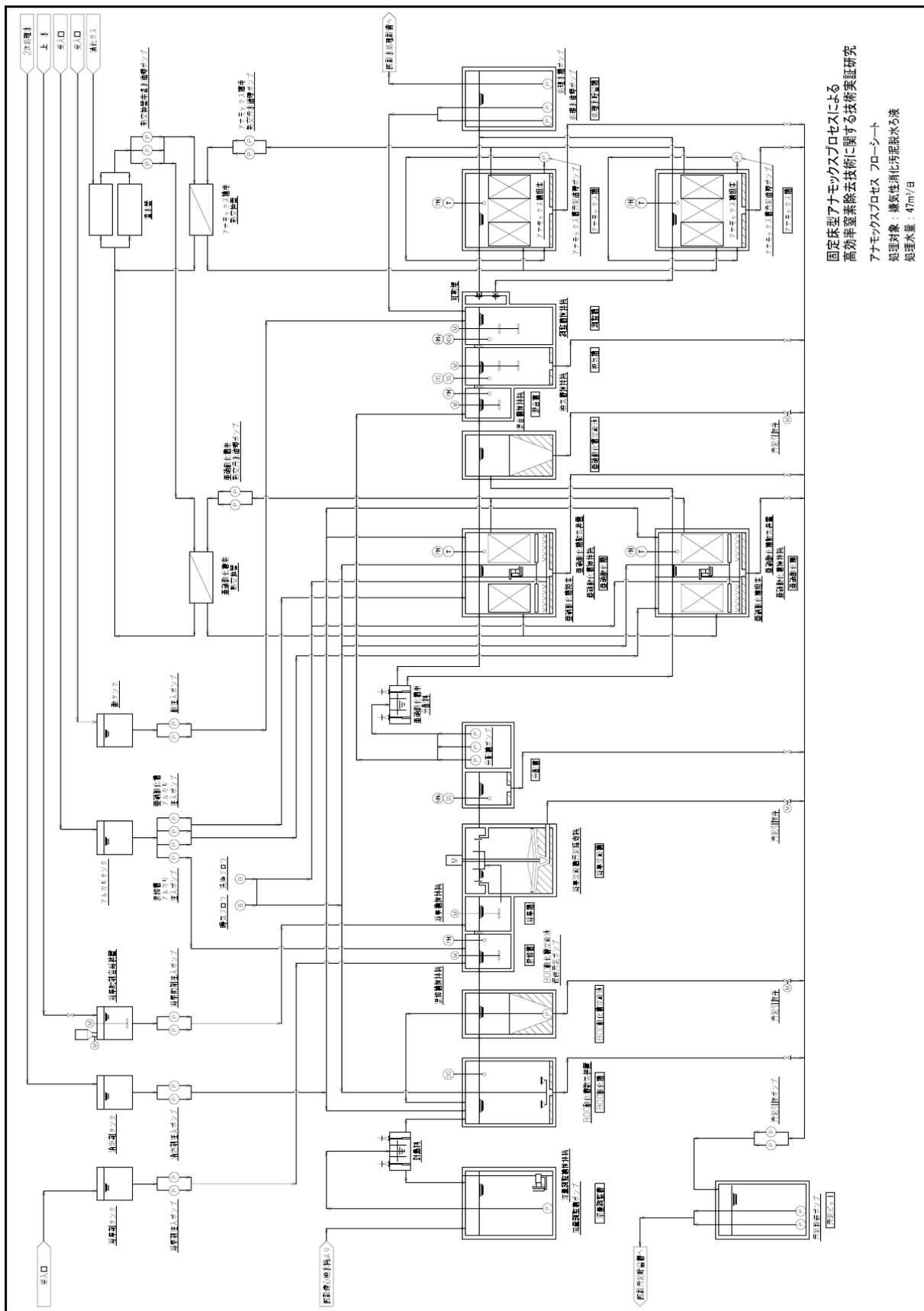
※苛性ソーダは原単位 16,950 MJ/t (100%)，硫酸は原単位 1,174 MJ/t (100%) をそれぞれ濃度換算

表資 2-7 固定床型アナモックスプロセス（返流水処理量 47 m³/日）の温室効果ガス排出量

費目		使用量	原単位	温室効果ガス排出量
電力		171,310 kWh/年	0.000550 t-CO ₂ /kWh	94.2 t-CO ₂ /年
水道		34 m ³ /年	0.002 t-CO ₂ /m ³	0.1 t-CO ₂ /年
薬品	ポリ硫酸鉄	25,733 kg/年	0.0308 t-CO ₂ /t	0.8 t-CO ₂ /年
	高分子凝集剤	34 kg/年	6.5 t-CO ₂ /t	0.2 t-CO ₂ /年
	苛性ソーダ（24%）	153,100 kg/年	0.225 [※] t-CO ₂ /t	34.4 t-CO ₂ /年
	硫酸（50%）	4,100 kg/年	0.0435 [※] t-CO ₂ /t	0.2 t-CO ₂ /年
	薬品計			35.6 t-CO ₂ /年
供用段階時計				129.9 t-CO ₂ /年
建設段階時計				31.3 t-CO ₂ /年
解体・撤去時計				0.8 t-CO ₂ /年
合 計				162.0 t-CO ₂ /年

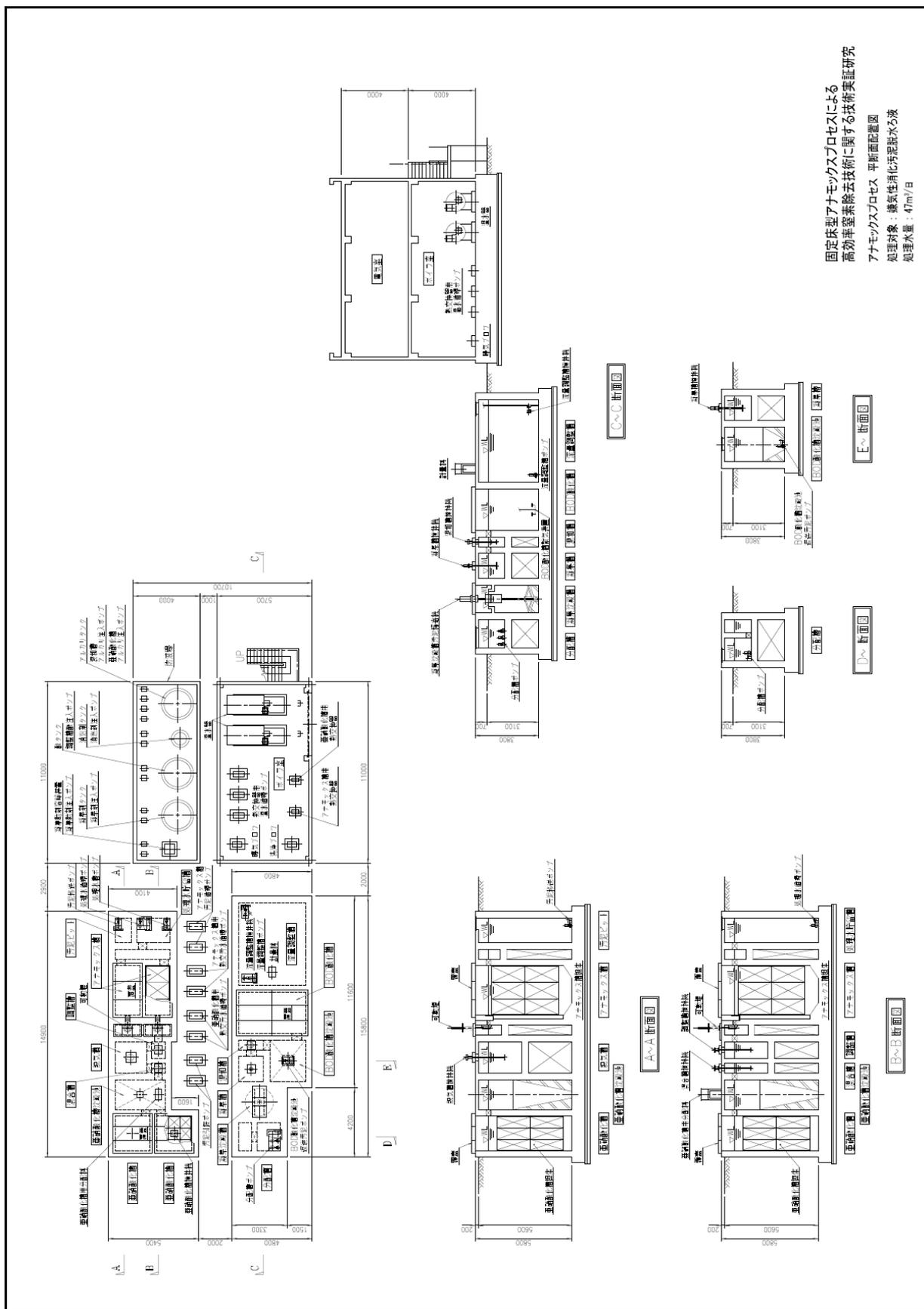
※苛性ソーダは原単位 1.148 t-CO₂/t（100%），硫酸は原単位 0.087 t-CO₂/t（100%）をそれぞれ濃度換算

※建設段階 19.3%，供用段階 80.2%，解体・撤去時 0.5%の比率で換算し算出



固定床型アナモックスプロセスによる
高効率窒素除去技術に関する技術実証研究
アナモックスプロセス フローシート
処理対象：嫌気性消化汚泥脱水液
処理水量：47m³/日

図資 2-2 固定床型アナモックスプロセス（返流水処理量 47 m³/日）のフロー図



図資 2-3 固定床型アナモックスプロセス（返流水処理量 47 m³/日）の平断面配置図

表資 2-8 固定床型アナモックスプロセス（返流水処理量 47 m³/日）の主要機器

NO.	機器名称	型式	仕様	機器台数			電動機仕様	
				合計	常用	予備	出力 (kW/台)	電圧 (V)
①前処理装置								
-1	流量調整槽攪拌機	水中ミキサ	攪拌面積20m ² (3mH)	1	1	0	0.75	400
-2	流量調整槽ポンプ	水中汚泥ポンプ	φ65×0.1m ³ /min×7m	1	1	0	1.5	400
-3	計量機	計量せき付計量槽	流入量47m ³ /日用	1	1	0	-	-
-4	BOD酸化槽散気装置	微細気泡散気装置	必要風量:0.47m ³ /min、0.23m ³ /min・個×2個×1ユニット	2	2	0	-	-
-5	BOD酸化槽沈殿池返送汚泥ポンプ	水中汚泥ポンプ	φ40×0.01m ³ /min×3m	1	1	0	0.25	400
-6	BOD酸化槽沈殿池汚泥引抜弁	電動弁	電動偏心構造弁φ80×0.3MPa	1	1	0	0.1	400
-7	混和槽攪拌機	堅型攪拌機	攪拌容量:0.9m ³ 、中速攪拌	1	1	0	0.2	400
-8	凝集槽攪拌機	堅型攪拌機	攪拌容量:3.0m ³ 、低速攪拌	1	1	0	0.4	400
-9	凝集沈殿槽汚泥掻寄機	中央駆動懸垂型	沈殿池寸法:φ1.7m×2.6m	1	1	0	0.75	400
-10	凝集沈殿槽スクラムスキマ	電動式パイプスキマ	沈殿池寸法:φ1.7m×2.6m	1	1	0	0.1	400
-11	凝集沈殿槽汚泥引抜弁	電動弁	電動偏心構造弁φ80×0.3MPa	1	0	0	0.1	400
-12	消泡剤注入ポンプ	ダイヤフラムポンプ	40ml/min×15A×1MPa	2	1	1	0.05	400
-13	消泡剤タンク	PE製円筒型	容量:0.4m ³	1	1	0	-	-
-14	凝集剤注入ポンプ(ポリ鉄)	ダイヤフラムポンプ	40ml/min×15A×1MPa	2	1	1	0.05	400
-15	凝集剤タンク(ポリ鉄)	PE製円筒型	容量:3.0m ³	1	1	0	0.1	400
-16	凝集助剤注入ポンプ(高分子)	ダイヤフラムポンプ	80ml/min×15A×1MPa	2	1	1	0.01	400
-17	凝集助剤溶解装置(高分子)	ホッパー付自動溶解装置	タンク容量:0.1m ³ 、溶解能力:30L/h	1	1	0	0.125	400
-18	混和槽アルカリ注入ポンプ	ダイヤフラムポンプ	43ml/min×15A×1MPa	1	1	0	0.05	400
②亜硝酸化装置								
-1	分配槽ポンプ(バイパス水用)	水中汚水ポンプ	φ40×0.1m ³ /分×8m	3	2	1	0.4	400
-2	亜硝酸化槽用分配機	計量堰付分配槽	流入量29m ³ /日用、2方向分配	1	1	0	-	-
-3	亜硝酸化槽散気装置	超微細気泡散気装置	必要風量:1.84m ³ /min 0.057m ³ /min・本	32	32	0	-	-
-4	亜硝酸化槽攪拌機	水中ミキサ	攪拌面積:4.4m ² (5mH)、下向攪拌	2	2	0	1.5	400
-5	亜硝酸化槽アルカリ注入ポンプ	ダイヤフラムポンプ	15ml/min×15A×1MPa	3	2	1	0.1	400
-6	アルカリタンク	PE製円筒型	容量:3m ³ (24%苛性ソーダ)	1	1	0	-	-
-7	亜硝酸化槽担体ユニット	アクリル網状担体	総担体ユニット容量:3.9m ³ 以上	一式	一式	0	-	-
-8	亜硝酸化槽沈殿池汚泥引抜弁	電動弁	電動偏心構造弁φ80×0.5MPa	1	1	0	0.1	400
③アナモックス装置								
-1	混合槽攪拌機	堅型攪拌機	攪拌容量:1.0m ³ 、中速攪拌(インバータ)	1	1	0	0.2	400
-2	脱気槽攪拌機	堅型攪拌機	攪拌容量:7.2m ³ 、中速攪拌(インバータ)	1	1	0	1.5	400
-3	調整槽攪拌機	堅型攪拌機	攪拌容量:1.6m ³ 、中速攪拌(インバータ)	1	1	0	0.4	400
-4	調整槽酸注入ポンプ	ダイヤフラムポンプ	10ml/min×10A×1MPa	2	1	1	0.1	400
-5	酸タンク	PE製円筒型	容量:3m ³ (50%硫酸)	1	1	0	-	-
-6	可動堰	一床式可動堰	堰幅300mm、ストローク300mm	2	2	0	-	-
-7	アナモックス槽担体ユニット	ポリエステル不織布担体	総担体ユニット容量:5.7m ³ 以上	一式	一式	0	-	-
-8	アナモックス槽汚泥循環ポンプ	無閉塞型	φ65×φ50×0.2m ³ /min×5m	2	2	0	0.75	400
-9	処理水循環ポンプ	水中汚水ポンプ	φ50×0.1m ³ /min×7m	2	1	1	2.2	400
-10	処理水槽ポンプ	水中汚水ポンプ	φ50×0.1m ³ /min×10m	1	1	0	1.5	400
⑤加温装置								
-1	温水器	真空式温器	150kW以上×0.48MPa	2	1	1	2.2	400
-2	熱交換機用温水循環ポンプ	渦巻ポンプ	φ50×0.12m ³ /min×11m	3	2	1	0.75	400
-3	亜硝酸化槽用熱交換器	スパイラル式熱交換器	伝熱面積0.8m ² 、熱交換量12.7kW以上	1	1	0	-	-
-5	アナモックス槽用熱交換器	スパイラル式熱交換器	伝熱面積2.1m ² 、熱交換量25.8kW以上	1	1	0	-	-
-4	亜硝酸化槽用熱汚水循環ポンプ	無閉塞型	φ80×0.1m ³ /min×15m	2	1	1	1.5	400
-6	アナモックス槽用熱汚水循環ポンプ	無閉塞型	φ80×0.24m ³ /min×15m	2	1	1	3.7	400
⑥その他								
-1	曝気ブロウ	ルーツブロウ	φ50×2.3Nm ³ /min×6000mmAq (インバータ)	1	1	0	5.5	400
-2	洗浄ブロウ	ルーツブロウ	φ50×2.3Nm ³ /min×6000mmAq (インバータ)	1	1	0	5.5	400
-3	汚泥引抜ポンプ	無閉塞型	φ80×0.1m ³ /min×10m	2	1	1	2.2	400
-4	汚泥移送ポンプ	水中汚水ポンプ	φ50×0.1m ³ /min×10m	2	1	1	0.75	400

2) 流入下水量 50,000 m³/日 (返流水処理量 235 m³/日) の下水処理場における試算結果

表資 2-9~13 に流入下水量 50,000 m³/日の処理場において、固定床型アナモックスプロセス (返流水処理量 235 m³/日) を導入した場合の建設費、維持管理費、ライフサイクルコスト、エネルギー使用量、温室効果ガス排出量の試算結果をそれぞれ示す。また、図資 2-4~5 にプロセスのフローおよび配置図を、表資 2-14 に返流水処理施設のプロセスの主要機器をそれぞれ示す。

表資 2-9 固定床型アナモックスプロセス (返流水処理量 235 m³/日) の建設費

職 種 / 耐 用 年 数		建設費 (百万円)	うち材料費 (百万円)	うち工費 (労務費) (百万円)	寄与率
機械設備 (耐用年数 15 年)	上段：総費用	405	203	203	46.0%
	下段：年価	32.2	16.1	16.1	59.0%
電気設備 (耐用年数 10 年)	上段：総費用	80	68	12	9.1%
	下段：年価	9.0	7.7	1.4	16.6%
土木建築施設 (耐用年数 50 年)	上段：総費用	395	336	59	44.9%
	下段：年価	13.4	11	2	24.5%
合 計	上段：総費用	880	606	274	100.0%
	下段：年価	54.6	35.2	19.5	100.0%

表資 2-10 固定床型アナモックスプロセス (返流水処理量 235 m³/日) の維持管理費

費目		使用量	単価	費用	寄与率
電力		348,300 kWh/年	12 円/kWh	4,180 千円/年	8%
水道		172 m ³ /年	200 円/m ³	34 千円/年	<1%
薬品	ポリ硫酸鉄	128,700 kg/年	29 円/kg	3,732 千円/年	7%
	高分子凝集剤	172 kg/年	500 円/kg	86 千円/年	<1%
	苛性ソーダ (24%)	765,400 kg/年	25 円/kg	19,135 千円/年	35%
	硫酸 (50%)	20,400 kg/年	21 円/kg	428 千円/年	1%
	薬品費計			23,382 千円/年	43%
点検・ 補修費	点検費			2,460 千円/年	4%
	補修費			24,250 千円/年	45%
	点検補修費計			26,680 千円/年	49%
合 計				54,276 千円/年	100%

表資 2-11 固定床型アナモックスプロセス（返流水処理量 235 m³/日）のライフサイクルコスト

項目	職種	費用	寄与率
建設費	機械設備	32,200 千円/年	27%
	電気設備	9,000 千円/年	8%
	土木建築施設	13,400 千円/年	11%
	計	54,600 千円/年	46%
維持管理費	電力	4,180 千円/年	4%
	水道	34 千円/年	<1%
	薬品	23,382 千円/年	20%
	点検補修	26,680 千円/年	22%
	計	54,276 千円/年	45%
撤去費	機械設備	6,440 千円/年	5%
	電気設備	540 千円/年	<1%
	土木建築施設	804 千円/年	<1%
	スクラップ	2,184 千円/年	2%
	計	9,968 千円/年	8%
合 計		118,844 千円/年	100%

表資 2-12 固定床型アナモックスプロセス（返流水処理量 235 m³/日）のエネルギー使用量

費目	使用量	原単位	消費量 (GJ/年)	
電力	348,300 kWh/年	9.68 MJ/kWh	3,371.5 GJ/年	
水道	172 m ³ /年	30.7 MJ/m ³	5.3 GJ/年	
薬品	ポリ硫酸鉄	128,700 kg/年	78.6 MJ/t	10.1 GJ/年
	高分子凝集剤	172 kg/年	220,123 MJ/t	37.9 GJ/年
	苛性ソーダ (24%)	765,400 kg/年	4,068* MJ/t	3,113.6 GJ/年
	硫酸 (50%)	20,400 kg/年	587* MJ/t	12.0 GJ/年
	薬品計			3,173.6 GJ/年
合 計			6,550.4 GJ/年	

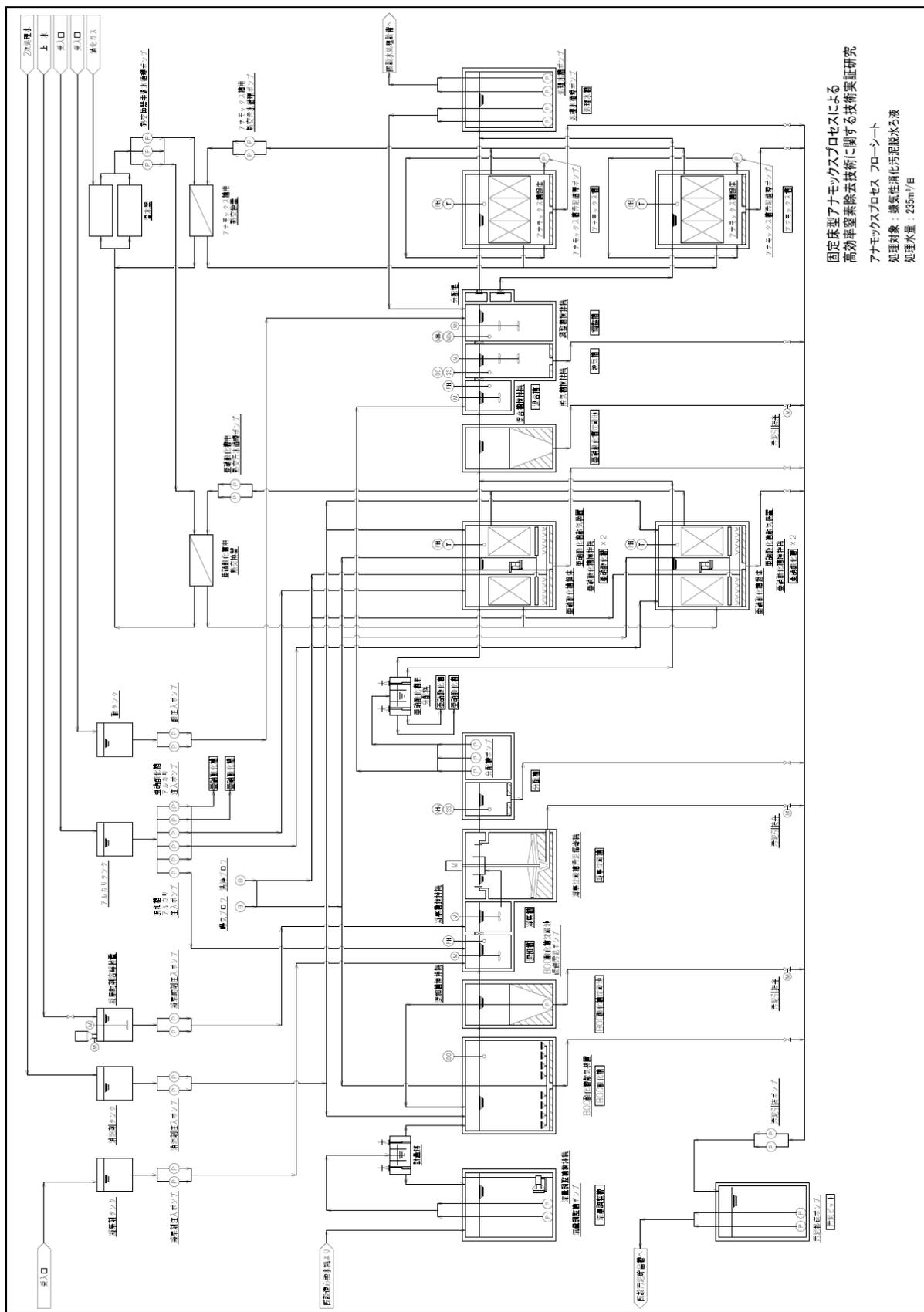
※苛性ソーダは原単位 16,950 MJ/t (100%), 硫酸は原単位 1,174 MJ/t (100%) をそれぞれ濃度換算

表資 2-13 固定床型アナモックスプロセス（返流水処理量 235 m³/日）の温室効果ガス排出量

費目	使用量	原単位	温室効果ガス排出量	
電力	348,300 kWh/年	0.000550 t-CO ₂ /kWh	191.6 t-CO ₂ /年	
水道	172 m ³ /年	0.002 t-CO ₂ /m ³	0.3 t-CO ₂ /年	
薬品	ポリ硫酸鉄	128,700 kg/年	0.0308 t-CO ₂ /t	4.0 t-CO ₂ /年
	高分子凝集剤	172 kg/年	6.5 t-CO ₂ /t	1.1 t-CO ₂ /年
	苛性ソーダ（24%）	765,400 kg/年	0.225 [※] t-CO ₂ /t	172.2 t-CO ₂ /年
	硫酸（50%）	20,400 kg/年	0.0435 [※] t-CO ₂ /t	0.9 t-CO ₂ /年
	薬品計			178.2 t-CO ₂ /年
供用段階時計			370.1 t-CO ₂ /年	
建設段階時計			89.1 t-CO ₂ /年	
解体・撤去時計			2.3 t-CO ₂ /年	
合 計			461.5 t-CO ₂ /年	

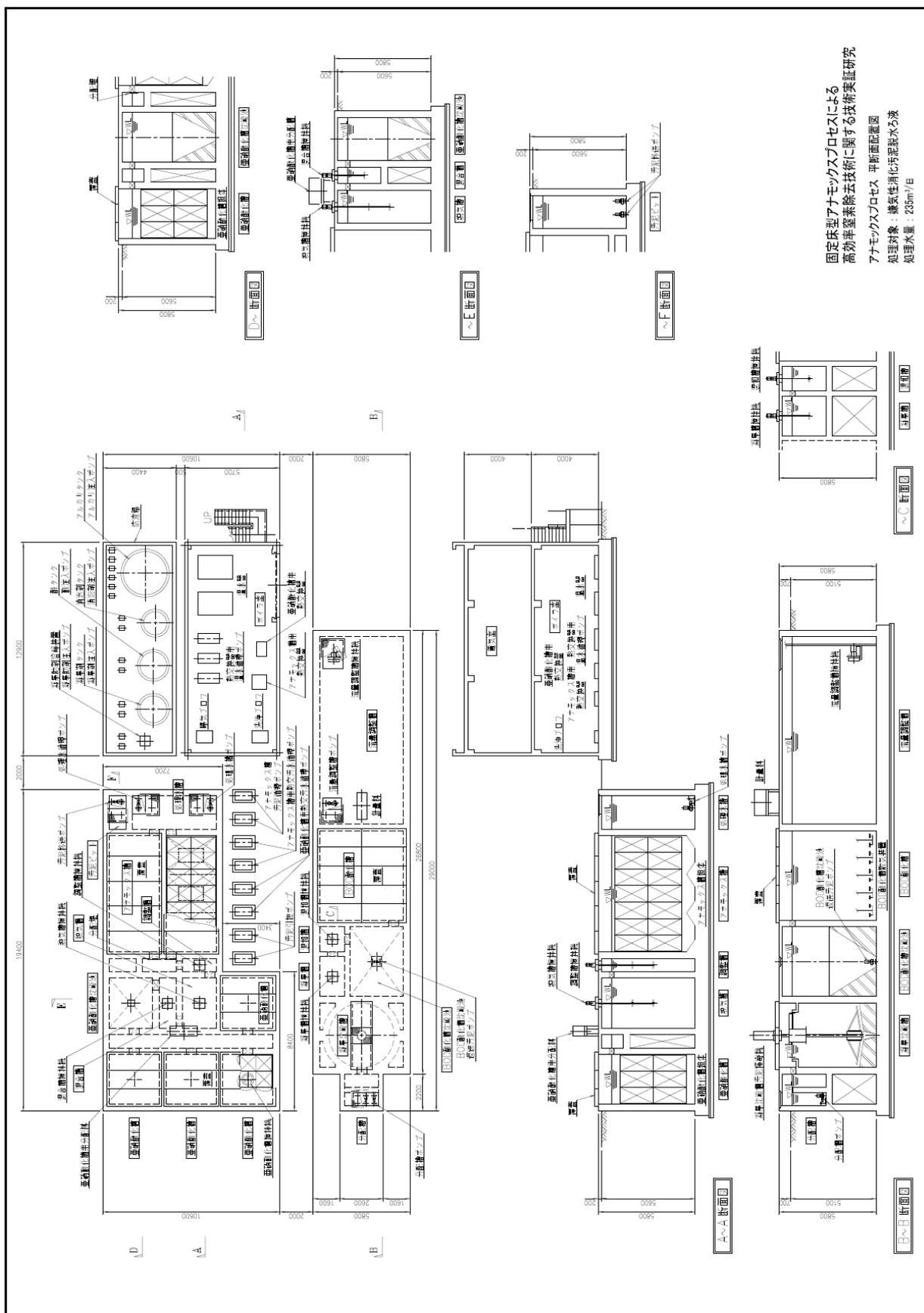
※苛性ソーダは原単位 1.148 t-CO₂/t（100%），硫酸は原単位 0.087 t-CO₂/t（100%）をそれぞれ濃度換算

※建設段階 19.3%，供用段階 80.2%，解体・撤去時 0.5%の比率で換算し算出



固定床型アノモックスプロセスによる
 高効率窒素除去技術に関する技術実証研究
 アノモックスプロセス、フローシート
 処理対象：嫌気性消化汚泥排水液
 処理水量：235m³/日

図資 2-4 固定床型アノモックスプロセス（返流水処理量 235 m³/日）のフロー図



固定床型アナモックスプロセスによる
 高効率窒素除去技術に関する技術実証研究
 アナモックスプロセス 平断面配置図
 処理対象：嫌気性消化汚泥脱水液
 処理水量：235m³/日

図資 2-5 固定床型アナモックスプロセス（返流水処理量 235 m³/日）の平断面配置図

表資 2-14 固定床型アナモックスプロセス（返流水処理量 235 m³/日）の主要機器

NO.	機器名称	型式	仕様	機器台数			電動機仕様	
				合計	常用	予備	出力 (kW/台)	電圧 (V)
①前処理装置								
-1	流量調整槽攪拌機	水中ミキサ	攪拌面積57m ² (5mH)	1	1	0	1.5	400
-2	流量調整槽ポンプ	水中汚泥ポンプ	φ65×0.2m ³ /min×10m	2	1	1	1.5	400
-3	計量槽	計量せき付計量槽	流入量250m ³ /日用	0	0	0	-	-
-4	BOD酸化槽散気装置	微細気泡散気装置	必要風量: 2.29m ³ /min、0.1m ³ /min・個×8個×3ユニット	18	18	0	-	-
-5	BOD酸化槽沈殿池送泥ポンプ	水中汚泥ポンプ	φ40×0.03m ³ /min×5m	1	1	0	0.25	400
-6	BOD酸化槽沈殿池汚泥引抜	電動弁	電動偏心構造弁φ100×0.5MPa	1	1	0	0.1	400
-7	混和槽攪拌機	堅型攪拌機	攪拌容量: 4.5m ³ 、中速攪拌	1	1	0	0.75	400
-8	凝集槽攪拌機	堅型攪拌機	攪拌容量: 7.2m ³ 、低速攪拌	1	1	0	0.75	400
-9	凝集沈殿槽汚泥掻き機	中央駆動懸垂型	沈殿池寸法: φ3.9m×4m	1	1	0	0.75	400
-10	凝集沈殿槽スカムスキマ	電動式パイプスキマ	沈殿池寸法: φ3.9m×4m	1	1	0	0.1	400
-11	凝集沈殿槽汚泥引抜弁	電動弁	電動偏心構造弁φ100×0.5MPa	1	0	0	0.1	400
-12	消泡剤注入ポンプ	ダイヤフラムポンプ	200ml/min×25A×1MPa	2	1	1	0.1	400
-13	消泡剤タンク	PE製円筒型	容量: 2.0m ³	1	1	0	-	-
-14	凝集剤注入ポンプ(ポリ鉄)	ダイヤフラムポンプ	270ml/min×25A×1MPa	2	1	1	0.1	400
-15	凝集剤タンク(ポリ鉄)	PE製円筒型	容量: 3.0m ³	1	1	0	0.1	400
-16	凝集助剤注入ポンプ(高分子)	ダイヤフラムポンプ	390ml/min×25A×1MPa	2	1	1	0.01	400
-17	凝集助剤溶解装置(高分子)	ホッパー付自動溶解装置	タンク容量: 0.1m ³ 、溶解能力: 30L/h	1	1	0	0.125	400
-18	混和槽アルカリ注入ポンプ	ダイヤフラムポンプ	260ml/min×25A×1MPa	1	1	0	0.01	400
②亜硝酸化装置								
-1	分配槽ポンプ(バイパス水用)	水中汚水ポンプ	φ50×0.1m ³ /分×10m	3	2	1	0.75	400
-2	亜硝酸化槽用分配槽	計量堰付分配槽	流入量141m ³ /日用、4方向分配	1	1	0	-	-
-3	亜硝酸化槽散気装置	超微細気泡散気装置	必要風量: 9.17m ³ /min 0.072m ³ /min・本	128	128	0	-	-
-4	亜硝酸化槽攪拌機	水中ミキサ	攪拌面積: 9.0m ² (5mH)、下向攪拌	4	4	0	1.5	400
-5	亜硝酸化槽アルカリ注入ポンプ	ダイヤフラムポンプ	370ml/min×25A×1MPa	5	4	1	0.1	400
-6	アルカリタンク	PE製円筒型	容量: 10m ³ (有効: 10.2m ³) (24%苛性ソーダ)	1	1	0	-	-
-7	亜硝酸化槽担体ユニット	アクリル網状担体	総担体ユニット容量: 19.9m ³ 以上	一式	一式	0	-	-
-8	亜硝酸化槽沈殿池汚泥引抜	電動弁	電動偏心構造弁φ100×0.5MPa	1	1	0	0.1	400
③アナモックス装置								
-1	混合槽攪拌機	堅型攪拌機	攪拌容量: 6.0m ³ 、中速攪拌(インバータ)	1	1	0	1.5	400
-2	脱気槽攪拌機	堅型攪拌機	攪拌容量: 18.7m ³ 、中速攪拌(インバータ)	1	1	0	3.7	400
-3	調整槽攪拌機	堅型攪拌機	攪拌容量: 8.0m ³ 、中速攪拌(インバータ)	1	1	0	1.5	400
-4	調整槽酸注入ポンプ	ダイヤフラムポンプ	40ml/min×15A×1MPa	2	1	1	0.1	400
-5	酸タンク	PE製円筒型	容量: 3m ³ (有効: 0.33m ³ であるが、ローリー受けとして) (50%硫酸)	1	1	0	-	-
-6	アナモックス槽担体ユニット	ポリエステル不織布担体	総担体ユニット容量: 28.4m ³ 以上	一式	一式	0	-	-
-7	アナモックス槽汚泥循環ポンプ	無閉塞型	φ80×0.7m ³ /min×5m	2	2	0	2.2	400
-8	処理水循環ポンプ	水中汚水ポンプ	φ65×0.5m ³ /min×7m	2	1	1	2.2	400
-9	処理水槽ポンプ	水中汚水ポンプ	φ65×0.2m ³ /min×10m	2	1	1	1.5	400
⑤加温装置								
-1	温水器	真空式温器	150kW×0.48MPa	2	1	1	2.2	400
-2	熱交換機用温水循環ポンプ	渦巻ポンプ	φ50×0.21m ³ /min×11m	3	2	1	1.5	400
-3	亜硝酸化槽用熱交換器	スパイラル式熱交換器	伝熱面積: 2.7m ² 以上、熱交換量39.2kW	1	1	0	-	-
-5	アナモックス槽用熱交換器	スパイラル式熱交換器	伝熱面積: 7.4m ² 以上、熱交換量127.2kW	1	1	0	-	-
-4	亜硝酸化槽用熱汚水循環ポンプ	無閉塞型	φ80×0.1m ³ /min×11m	2	1	1	2.2	400
-6	アナモックス槽用熱汚水循環ポンプ	無閉塞型	φ80×1.2m ³ /min×11m	2	1	1	2.2	400
⑥その他								
-1	曝気ブロウ	ルーツブロウ	φ65×9.7Nm ³ /min×6000mmAq (インバータ)	1	1	0	22	400
-2	洗浄ブロウ	ルーツブロウ	φ65×9.7Nm ³ /min×6000mmAq (インバータ)	1	1	0	22	400
-3	汚泥引抜ポンプ	無閉塞型	φ80×0.1m ³ /min×10m	2	1	1	2.2	400
-4	汚泥移送ポンプ	水中汚水ポンプ	φ50×0.1m ³ /min×10m	2	1	1	0.75	400

3) 流入下水量 100,000 m³/日 (返流水処理量 470m³/日) の下水処理場における試算結果

表資 2-15~19 に流入下水量 100,000 m³/日の処理場において、返流水処理施設として固定床型アナモックスプロセス (返流水処理量 470m³/日) を導入した場合の建設費、維持管理費、ライフサイクルコスト、エネルギー使用量、温室効果ガス排出量の試算結果をそれぞれ示す。また、図資 2-6~7 にプロセスのフローおよび配置図を、表資 2-20 にプロセスの主要機器をそれぞれ示す。

表資 2-15 固定床型アナモックスプロセス (返流水処理量 470m³/日) の建設費

職 種 / 耐 用 年 数		建設費 (百万円)	うち材料費 (百万円)	うち工費 (労務費) (百万円)	寄与率
機械設備 (耐用年数 15 年)	上段：総費用	600	300	300	40.8%
	下段：年価	47.7	23.9	23.9	55.1%
電気設備 (耐用年数 10 年)	上段：総費用	119	101	18	8.1%
	下段：年価	13.4	11.4	2.0	15.5%
土木建築施設 (耐用年数 50 年)	上段：総費用	752	639	113	51.1%
	下段：年価	25.5	21.7	3.8	29.4%
合 計	上段：総費用	1,471	1,040	431	100.0%
	下段：年価	86.6	56.9	30.7	100.0%

表資 2-16 固定床型アナモックスプロセス (返流水処理量 470m³/日) の維持管理費

費目		使用量	単価	費用	寄与率
電力		661,576 kWh/年	12 円/kWh	7,939 千円/年	8%
水道		343 m ³ /年	200 円/m ³	69 千円/年	<1%
薬品	ポリ硫酸鉄	257,325 kg/年	29 円/kg	7,462 千円/年	8%
	高分子凝集剤	343 kg/年	500 円/kg	172 千円/年	<1%
	苛性ソーダ (24%)	1,530,800 kg/年	25 円/kg	38,270 千円/年	41%
	硫酸 (50%)	40,800 kg/年	21 円/kg	857 千円/年	1%
	薬品費計			46,761 千円/年	50%
点検・ 補修費	点検費			3,590 千円/年	4%
	補修費			35,940 千円/年	38%
	点検補修費計			39,530 千円/年	42%
合 計				94,298 千円/年	100%

表資 2-17 固定床型アナモックスプロセス（返流水処理量 470m³/日）のライフサイクルコスト

項目	職種	費用	寄与率
建設費	機械設備	47,700 千円/年	24%
	電気設備	13,400 千円/年	7%
	土木建築施設	25,500 千円/年	13%
	計	86,600 千円/年	44%
維持管理費	電力	7,939 千円/年	4%
	水道	69 千円/年	<1%
	薬品	46,761 千円/年	24%
	点検補修	39,530 千円/年	20%
	計	94,298 千円/年	48%
撤去費	機械設備	9,540 千円/年	5%
	電気設備	804 千円/年	<1%
	土木建築施設	1,530 千円/年	1%
	スクラップ	3,464 千円/年	2%
	計	15,338 千円/年	8%
合計		196,236 千円/年	100%

表資 2-18 固定床型アナモックスプロセス（返流水処理量 470m³/日）のエネルギー使用量

費目	使用量	原単位	消費量 (GJ/年)	
電力	661,576 kWh/年	9.68 MJ/kWh	6,404.1 GJ/年	
水道	343 m ³ /年	30.7 MJ/m ³	10.5 GJ/年	
薬品	ポリ硫酸鉄	257,325 kg/年	78.6 MJ/t	20.2 GJ/年
	高分子凝集剤	343 kg/年	220,123 MJ/t	75.5 GJ/年
	苛性ソーダ (24%)	1,530,800 kg/年	4,068* MJ/t	6,227.3 GJ/年
	硫酸 (50%)	40,800 kg/年	587* MJ/t	23.9 GJ/年
	薬品計			6,347.0 GJ/年
合計			12,761.6 GJ/年	

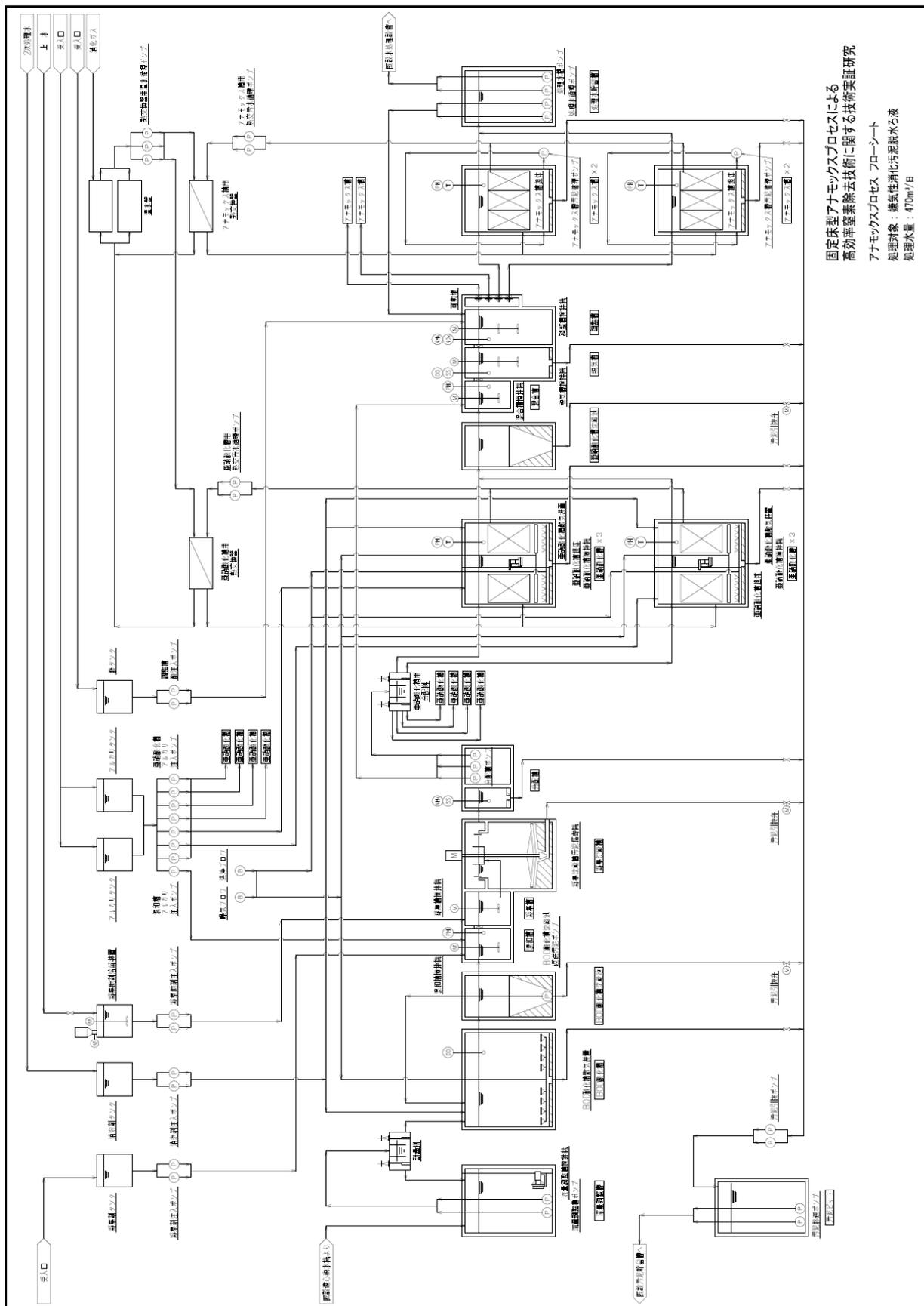
※苛性ソーダは原単位 16,950 MJ/t (100%)，硫酸は原単位 1,174 MJ/t (100%) をそれぞれ濃度換算

表資 2-19 固定床型アナモックスプロセス（返流水処理量 470m³/日）の温室効果ガス排出量

費目		使用量	原単位	温室効果ガス排出量
電力		661,576 kWh/年	0.000550 t-CO ₂ /kWh	363.9 t-CO ₂ /年
水道		343 m ³ /年	0.002 t-CO ₂ /m ³	0.7 t-CO ₂ /年
薬品	ポリ硫酸鉄	257,325 kg/年	0.0308 t-CO ₂ /t	7.9 t-CO ₂ /年
	高分子凝集剤	343 kg/年	6.5 t-CO ₂ /t	2.2 t-CO ₂ /年
	苛性ソーダ（24%）	1,530,800 kg/年	0.225 [※] t-CO ₂ /t	344.4 t-CO ₂ /年
	硫酸（50%）	40,800 kg/年	0.0435 [※] t-CO ₂ /t	1.8 t-CO ₂ /年
	薬品計			356.4 t-CO ₂ /年
供用段階時計				721.0 t-CO ₂ /年
建設段階時計				173.5 t-CO ₂ /年
解体・撤去時計				4.5 t-CO ₂ /年
合計				899.0 t-CO ₂ /年

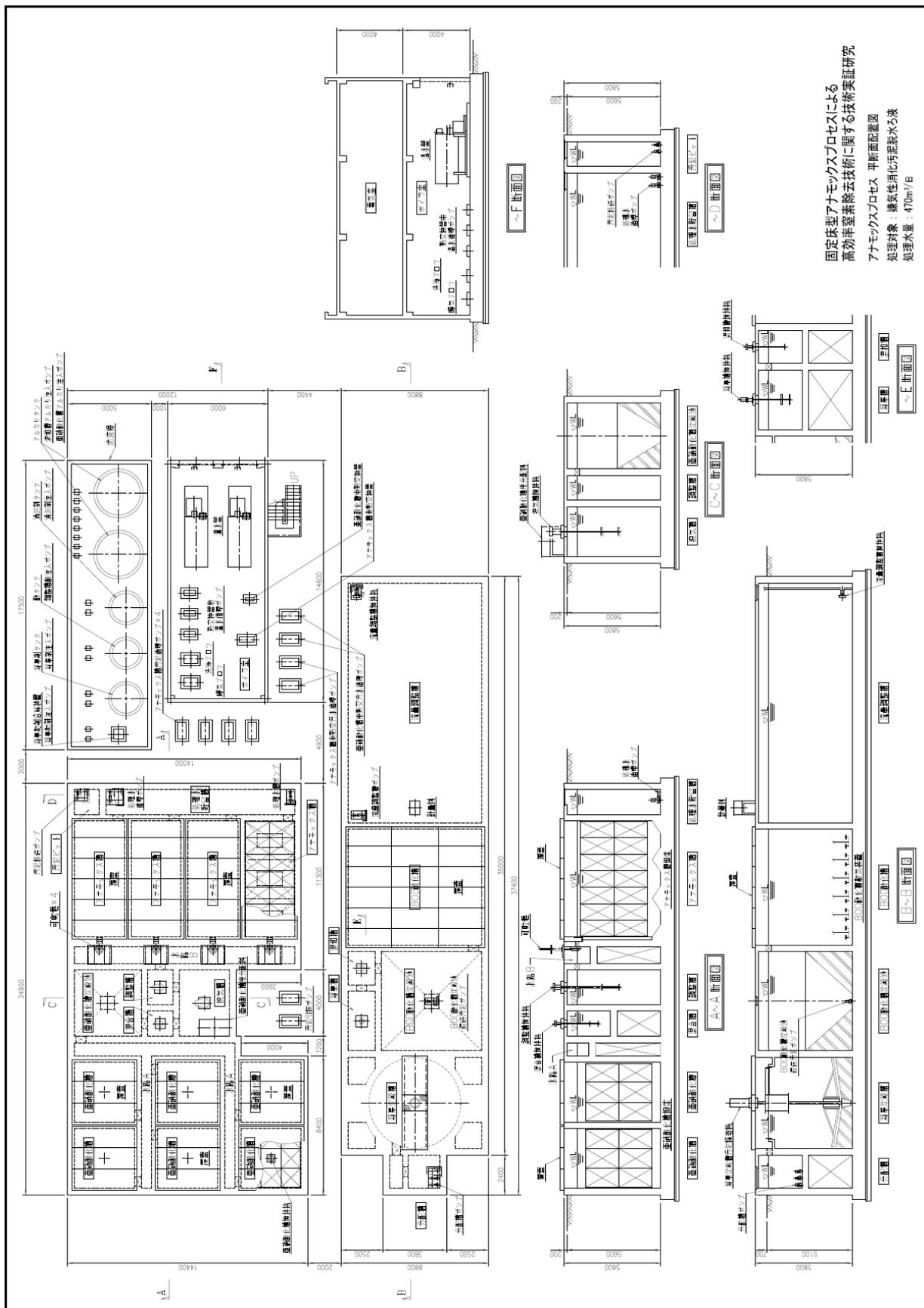
※苛性ソーダは原単位 1.148 t-CO₂/t（100%），硫酸は原単位 0.087 t-CO₂/t（100%）をそれぞれ濃度換算

※建設段階 19.3%，供用段階 80.2%，解体・撤去時 0.5%の比率で換算し算出



固定床型アナモックスプロセスによる
 高効率窒素除去技術に関する技術実証研究
 アナモックスプロセス フローシート
 処理対象：機軸性消化汚泥脱氷液
 処理水量：470m³/日

図資 2-6 固定床型アナモックスプロセス（返流水処理量 470m³/日）のフロー図



図資 2-7 固定床型アナモックプロセス（返流水処理量 470m³/日）の平断面配置図

表資 2-20 固定床型アナモックスプロセス（返流水処理量 470m³/日）の主要機器

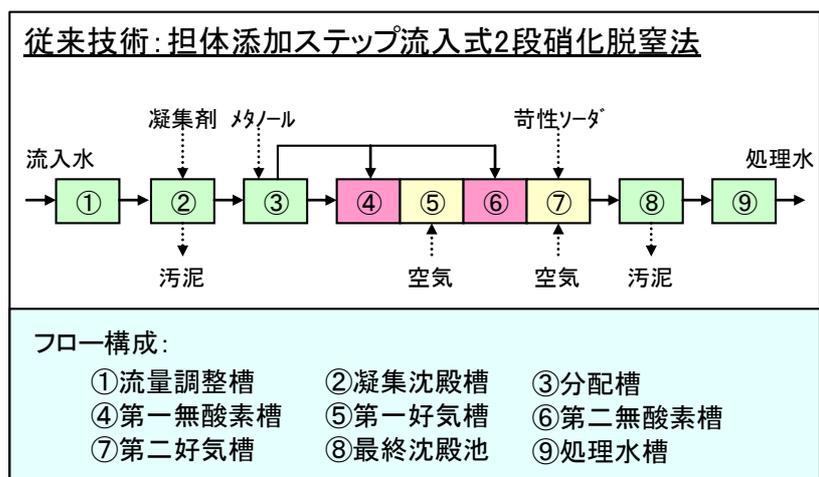
NO.	機器名称	型式	仕様	機器台数			電動機仕様	
				合計	常用	予備	出力 (kW/台)	電圧 (V)
①前処理装置								
-1	流量調整槽攪拌機	水中ミキサ	攪拌面積116m ² (5mH)	1	1	0	1.5	400
-2	流量調整槽ポンプ	水中汚泥ポンプ	φ65×0.4m ³ /min×10m	2	1	1	3.7	400
-3	計量槽	計量せき付計量槽	流入量470m ³ /日用	1	1	0	-	-
-4	BOD酸化槽散気装置	微細気泡散気装置	必要風量:4.59m ³ /min、0.19m ³ /min・個×6個×4ユニット	24	24	0	-	-
-5	BOD酸化槽沈殿池返送汚泥ポンプ	水中汚泥ポンプ	φ40×0.05m ³ /min×5m	1	1	0	0.25	400
-6	BOD酸化槽沈殿池汚泥引抜	電動弁	電動偏心構造弁φ100×0.5MPa	1	1	0	0.1	400
-7	混和槽攪拌機	堅型攪拌機	攪拌容量:6.4m ³ 、中速攪拌	1	1	0	1.5	400
-8	凝集槽攪拌機	堅型攪拌機	攪拌容量:11.5m ³ 、低速攪拌	1	1	0	1.5	400
-9	凝集沈殿槽汚泥掻寄機	中央駆動懸垂型	沈殿池寸法:φ5.5m×4m	1	1	0	0.75	400
-10	凝集沈殿槽スクラムスキマ	電動式パイプスキマ	沈殿池寸法:φ5.5m×4m	1	1	0	0.1	400
-11	凝集沈殿槽汚泥引抜弁	電動弁	電動偏心構造弁φ100×0.5MPa	1	0	0	0.1	400
-12	消泡剤注入ポンプ	ダイヤフラムポンプ	390ml/min×25A×1MPa	2	1	1	0.1	400
-13	消泡剤タンク	PE製円筒型	容量:4.0m ³	1	1	0	-	-
-14	凝集剤注入ポンプ(ポリ鉄)	ダイヤフラムポンプ	410ml/min×25A×1MPa	2	1	1	0.1	400
-15	凝集剤タンク(ポリ鉄)	PE製円筒型	容量:4.0m ³	1	1	0	0.1	400
-16	凝集剤注入ポンプ(高分子)	ダイヤフラムポンプ	780ml/min×25A×1MPa	2	1	1	0.01	400
-17	凝集剤溶解装置(高分子)	ホッパー付自動溶解装置	タンク容量:0.1m ³ 、溶解能力:30L/h	1	1	0	0.125	400
-18	混和槽アルカリ注入ポンプ	ダイヤフラムポンプ	430ml/min×25A×1MPa	1	1	0	0.1	400
②亜硝酸化装置								
-1	分配槽ポンプ(バイパス水用)	水中汚水ポンプ	φ60×0.2m ³ /分×10m	3	2	1	1.5	400
-2	亜硝酸化槽用分配機	計量堰付分配槽	流入量188m ³ /日用、6方向分配	1	1	0	-	-
-3	亜硝酸化槽散気装置	超微細気泡散気装置	必要風量:18.4m ³ /min 0.055m ³ /min・本	336	336	0	-	-
-4	亜硝酸化槽攪拌機	水中ミキサ	攪拌面積:11.5m ² (5mH)、下向攪拌	6	6	0	1.5	400
-5	亜硝酸化槽アルカリ注入ポンプ	ダイヤフラムポンプ	740ml/min×25A×1MPa	7	6	1	0.1	400
-6	アルカリタンク	PE製円筒型	容量:15m ³ (24%苛性ソーダ)	2	2	0	-	-
-7	亜硝酸化槽担体ユニット	アクリル網状担体	総担体ユニット容量:39.9m ³ 以上	一式	一式	0	-	-
-8	亜硝酸化槽沈殿池汚泥引抜	電動弁	電動偏心構造弁φ100×0.5MPa	1	1	0	0.1	400
③アナモックス装置								
-1	混合槽攪拌機	堅型攪拌機	攪拌容量:4.5m ³ 、中速攪拌(インバータ)	1	1	0	1.5	400
-2	脱気槽攪拌機	堅型攪拌機	攪拌容量:50.0m ³ 、中速攪拌(インバータ)	1	1	0	7.5	400
-3	調整槽攪拌機	堅型攪拌機	攪拌容量:20.0m ³ 、中速攪拌(インバータ)	1	1	0	3.7	400
-4	調整槽酸注入ポンプ	ダイヤフラムポンプ	700ml/min×15A×1MPa	2	1	1	0.1	400
-5	酸タンク	PE製円筒型	容量:3m ³ (50%硫酸)	1	1	0	-	-
-6	可動堰	一床式可動堰	堰幅300mm、ストローク300mm	4	4	0	-	-
-7	アナモックス槽担体ユニット	ポリエステル不織布担体	総担体ユニット容量:56.8m ³ 以上	一式	一式	0	-	-
-8	アナモックス槽汚泥循環ポンプ	無閉塞型	φ80×φ65×0.7m ³ /min×5m	4	4	0	1.5	400
-9	処理水循環ポンプ	水中汚水ポンプ	φ80×1.0m ³ /min×7m	2	1	1	3.7	400
-10	処理水槽ポンプ	水中汚水ポンプ	φ65×0.4m ³ /min×10m	2	1	1	1.5	400
⑤加温装置								
-1	温水器	真空式温器	233kW以上×0.48MPa	2	1	1	3.7	400
-2	熱交換機用温水循環ポンプ	渦巻ポンプ	φ80×0.22m ³ /min×11m	3	2	1	1.5	400
-3	亜硝酸化槽用熱交換器	スパイラル式熱交換器	伝熱面積5.2m ² 、熱交換量72.8W以上	1	1	0	-	-
-5	アナモックス槽用熱交換器	スパイラル式熱交換器	伝熱面積13.5m ² 、熱交換量159.7kW以上	1	1	0	-	-
-4	亜硝酸化槽用熱汚水循環ポンプ	無閉塞型	φ80×0.2m ³ /min×15m	2	1	1	3.7	400
-6	アナモックス槽用熱汚水循環ポンプ	無閉塞型	φ100×2.4m ³ /min×15m	2	1	1	11	400
⑥その他								
-1	曝気ブロウ	ルーツブロウ	φ150×22.9Nm ³ /min×6000mmAq (インバータ)	1	1	0	45	400
-2	洗浄ブロウ	ルーツブロウ	φ150×22.9Nm ³ /min×6000mmAq (インバータ)	1	1	0	45	400
-3	汚泥引抜ポンプ	無閉塞型	φ80×0.1m ³ /min×10m	2	1	1	2.2	400
-4	汚泥移送ポンプ	水中汚水ポンプ	φ50×0.1m ³ /min×10m	2	1	1	0.75	400

2.2 従来技術

(1) 検討条件

1) 従来技術の設定

比較対象である従来技術は、固定床型アナモックスプロセスと T-N 除去率が同程度である担体添加ステップ流入式 2 段硝化脱窒法とした。図資 2-8 に担体添加ステップ流入式 2 段硝化脱窒法の概略フローを示す。



図資 2-8 担体添加ステップ流入式 2 段硝化脱窒法の概略フロー

2) 水質・水量の設定

表資 2-21 に返流水処理施設の導入を検討する下水処理場の緒元を示す。下水処理場の流入下水量は 50,000 m³/日とし、その他の条件はアナモックスプロセス導入の試算の場合と同様とした。また、発生する返流水の水量・水質の条件は表資 2-22 の通りとした。従来技術の導入の試算においては、メタノール使用量が窒素濃度に対する有機物濃度の比に影響されるため、嫌気性消化汚泥の脱水ろ液を個別処理する場合に加えて、参考として総合返流水を処理する場合を想定した。

表資 2-21 従来技術を導入する下水処理場の設定条件

	設定条件	備考
流入下水量（日最大）	50,000 m ³ /日	
水処理フロー	最初沈殿池＋反応タンク＋最終沈殿池	高度処理実施
汚泥処理フロー	重力濃縮（生汚泥）＋機械濃縮（余剰汚泥） ＋嫌気性消化（中温・1段）＋脱水（遠心脱水）	
脱水機運転時間	日中 8 時間（9:00～17:00）×週 6 回	

表資 2-22 返流水水量，温度および水質の設定値

対象返流水	脱水ろ液（個別処理）	総合返流水
水量	235 m ³ /日	858 m ³ /日
温度	30℃	16.5℃
SS	940 mg/L	1461 mg/L
C-BOD ₅	231 mg/L	244 mg/L
T-N	1,060 mg-N/L	342 mg-N/L
NH ₄ ⁺ -N	1,000 mg-N/L	322 mg-N/L
アルカリ度	4,000 mg/L	1,300 mg/L

※アルカリ度は NH₄⁺-N の 4 倍と仮定した。

(2) 試算方法

固定床型アナモックスプロセスの試算方法と同様とした。

(3) 試算結果

1) 嫌気性消化汚泥脱水ろ液を処理対象とした場合の試算結果

表資 2-23～27 に従来技術（担体添加ステップ流入式 2 段硝化脱窒法）を導入し、嫌気性消化汚泥脱水ろ液を個別処理する場合のプロセスの建設費、維持管理費、ライフサイクルコスト、エネルギー使用量、温室効果ガス排出量の試算結果をそれぞれ示す。また、図資 2-9～10 にプロセスのフローおよび配置図を、表資 2-28 にプロセスの主要機器をそれぞれ示す。

表資 2-23 従来技術（個別処理）を導入した場合のプロセスの建設費

職 種 / 耐 用 年 数		建設費 (百万円)	うち材料費 (百万円)	うち工費（労務費） (百万円)	寄与率
機械設備 (耐用年数 15 年)	上段：総費用	460	230	230	39.4%
	下段：年価	36.6	18.3	18.3	54.0%
電気設備 (耐用年数 10 年)	上段：総費用	91	77.5	13.7	7.8%
	下段：年価	10.3	8.8	1.5	15.2%
土木建築施設 (耐用年数 50 年)	上段：総費用	617	525	93	52.8%
	下段：年価	20.9	17.8	3.1	30.8%
合 計	上段：総費用	1,169	832	336	100.0%
	下段：年価	67.8	44.8	23.0	100.0%

表資 2-24 従来技術（個別処理）を導入した場合のプロセスの維持管理費

費目		使用量	単価	費用	寄与率
電力		471,000 kWh/年	12 円/kWh	5,652 千円/年	7%
水道		172 m ³ /年	200 円/m ³	34 千円/年	<1%
薬品	ポリ硫酸鉄	128,700 kg/年	29 円/kg	3,732 千円/年	4%
	高分子凝集剤	172 kg/年	500 円/kg	86 千円/年	<1%
	苛性ソーダ (24%)	293,000 kg/年	25 円/kg	7,325 千円/年	9%
	メタノール	488,400 kg/年	81 円/kg	39,560 千円/年	47%
	薬品費計			50,704 千円/年	60%
点検・ 補修費	点検費			2,760 千円/年	3%
	補修費			24,820 千円/年	30%
	点検補修費計			27,580 千円/年	33%
合 計				83,970 千円/年	100%

表資 2-25 従来技術（個別処理）を導入した場合のプロセスのライフサイクルコスト

項目	職種	費用	寄与率
建設費	機械設備	36,600 千円/年	22%
	電気設備	10,300 千円/年	6%
	土木建築施設	20,900 千円/年	13%
	計	67,800 千円/年	41%
維持管理費	電力	5,652 千円/年	22%
	水道	34 千円/年	6%
	薬品	50,704 千円/年	13%
	点検補修	27,580 千円/年	41%
	計	83,970 千円/年	51%
撤去費	機械設備	7,320 千円/年	4%
	電気設備	618 千円/年	<1%
	土木建築施設	1,254 千円/年	<1%
	スクラップ	2,712 千円/年	2%
	計	11,904 千円/年	7%
合 計		163,674 千円/年	100%

表資 2-26 従来技術（個別処理）を導入した場合のプロセスのエネルギー使用量

費目	使用量	原単位	消費量 (GJ/年)	
電力	471,000 kWh/年	9.68 MJ/kWh	4,559.3 GJ/年	
水道	172 m ³ /年	30.7 MJ/m ³	5.3 GJ/年	
薬品	ポリ硫酸鉄	128,700 kg/年	78.6 MJ/t	10.1 GJ/年
	高分子凝集剤	172 kg/年	220,123 MJ/t	37.9 GJ/年
	苛性ソーダ (24%)	293,000 kg/年	4,068 [*] MJ/t	1,191.9 GJ/年
	メタノール	488,400 kg/年	11,977 MJ/t	5,849.6 GJ/年
	薬品計			7,089.5 GJ/年
合 計			11,654.0 GJ/年	

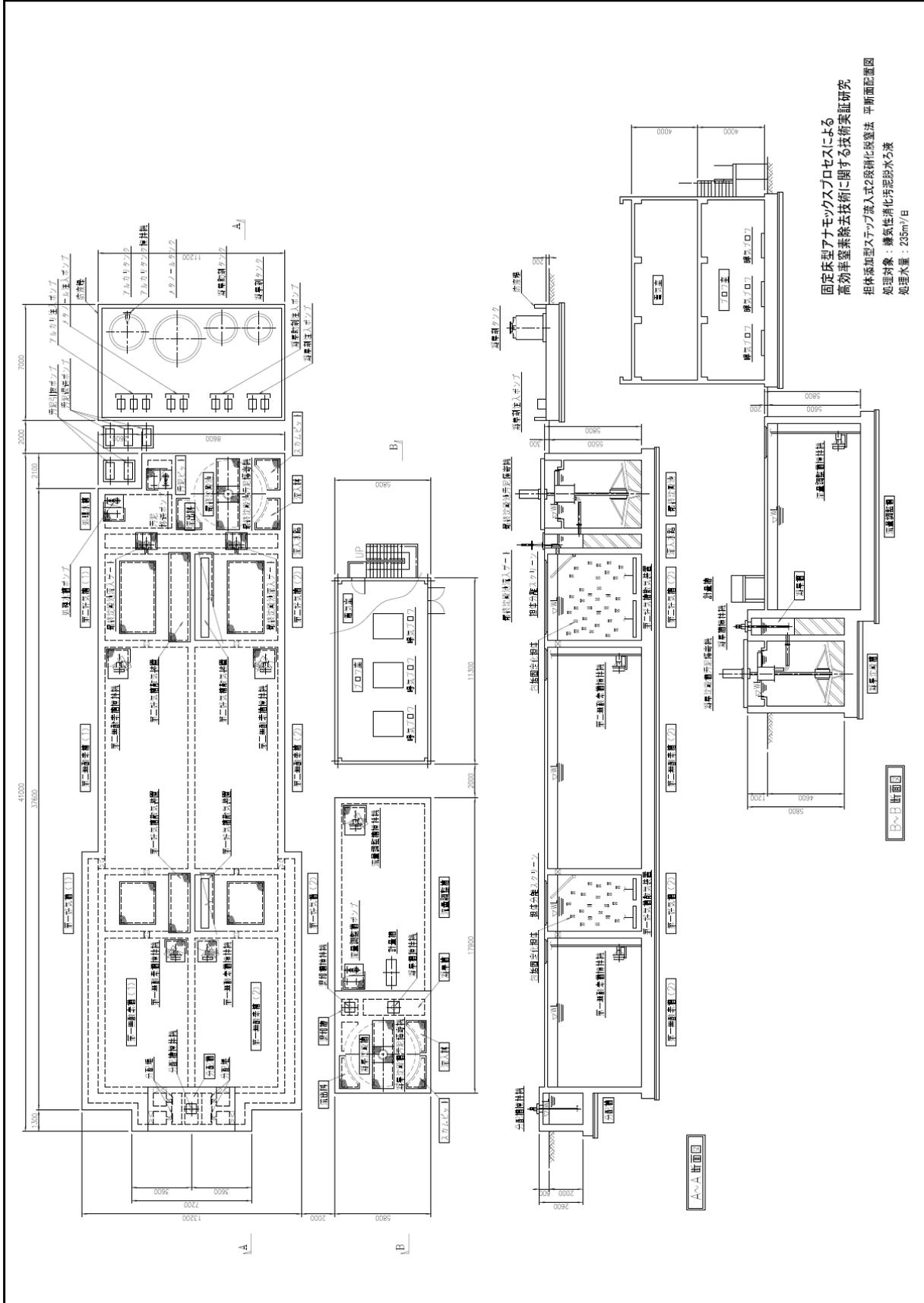
※苛性ソーダは原単位 16,950 MJ/t (100%) を濃度換算

表資 2-27 従来技術（個別処理）を導入した場合のプロセスの温室効果ガス排出量

費目		使用量	原単位	温室効果ガス排出量
電力		471,000 kWh/年	0.000550 t-CO ₂ /kWh	259.1 t-CO ₂ /年
水道		172 m ³ /年	0.002 t-CO ₂ /m ³	0.3 t-CO ₂ /年
薬品	ポリ硫酸鉄	128,700 kg/年	0.0308 t-CO ₂ /t	4.0 t-CO ₂ /年
	高分子凝集剤	172 kg/年	6.5 t-CO ₂ /t	1.1 t-CO ₂ /年
	苛性ソーダ (24%)	293,000 kg/年	0.225 [*] t-CO ₂ /t	65.9 t-CO ₂ /年
	メタノール	488,400 kg/年	1.495 t-CO ₂ /t	730.2 t-CO ₂ /年
	薬品計			800.6 t-CO ₂ /年
供用段階時計				1,060.6 t-CO ₂ /年
建設段階時計				255.2 t-CO ₂ /年
解体・撤去時計				6.6 t-CO ₂ /年
合 計				1,322.4 t-CO ₂ /年

※苛性ソーダは原単位 0.938 t-CO₂/t (100%) を濃度換算

※建設段階 19.3%, 供用段階 80.2%, 解体・撤去時 0.5%の比率で換算し算出



図資 2-10 従来技術（個別処理）を導入した場合のプロセスの平面配置図

表資 2-28 従来技術（個別処理）を導入した場合のプロセスの主要機器

NO.	機器名称	型式	仕様	機器台数			電動機仕様	
				合計	常用	予備	出力 (kW/台)	電圧 (V)
1	流量調整槽攪拌機	水中ミキサ	攪拌面積:57m ² (H=5m)	1	1	0	1.5	400
2	流量調整槽ポンプ	水中汚水ポンプ	0.2m ³ /min×7m	2	1	1	0.75	400
3	計量槽	三角堰付計量槽	流入量250m ³ /日用	1	1	0	-	-
4	混和槽攪拌機	堅型攪拌機	攪拌容量:1m ³ /台	1	1	0	0.4	400
5	凝集剤注入ポンプ	ダイヤフラムポンプ	200ml/min×25A、1MPa	2	1	1	0.1	400
6	凝集剤タンク	PE製円筒型	容量:2m ³	1	1	0	-	-
7	凝集槽攪拌機	堅型攪拌機	攪拌容量:4m ³ /台	1	1	0	0.4	400
8	凝集助剤注入ポンプ	ダイヤフラムポンプ	390ml/min×25A、1MPa	2	1	1	0.2	400
9	凝集助剤溶解装置	ホッパー+溶解槽(攪拌機付)	攪拌容量:2m ³ /台	1	1	0	0.4	400
10	凝集沈殿槽汚泥掻寄機	中央駆動式懸垂型	沈殿池寸法:φ3.9m×4mH	1	1	0	0.75	400
11	凝集沈殿槽スカムスキマ	電動式バイパススキマ	沈殿池寸法:φ3.9m×4mH	1	1	0	0.1	400
12	分配槽攪拌機	堅型攪拌機	攪拌容量:10m ³ /台	1	1	0	0.4	400
13	分配槽堰式流量計	手動式鋳鉄製角形堰	200W×200H	4	4	0	-	-
14	メタノール注入ポンプ	ダイヤフラムポンプ	1400ml/min×25A、1MPa	2	1	1	0.2	400
15	メタノールタンク	PE製円筒型	容量:12m ³	1	1	0	-	-
16	第一無酸素槽攪拌機	水中ミキサ	攪拌面積:45m ² /台(H=5m)×2台	2	2	0	1.5	400
17	第二無酸素槽攪拌機	水中ミキサ	攪拌面積:67m ² /台(H=5m)×2台	2	2	0	2.2	400
18	アルカリ注入ポンプ	ダイヤフラムポンプ	500ml/min×25A、1MPa	3	2	1	0.2	400
19	アルカリタンク	PE製円筒型	容量:5m ³	1	1	0	-	-
20	アルカリタンク攪拌機	可搬式攪拌機	攪拌容量:5000L	1	1	0	0.4	400
21	散気装置(第1好気槽)	散気板	4.8Nm ³ /h・枚、8枚/ホルダ	20	20	0	-	-
22	散気装置(第2好気槽)	散気板	4.8Nm ³ /h・枚、8枚/ホルダ	16	16	0	-	-
23	曝気ブロワ	ルーツブロワ	20Nm ³ /min、5800mmAq	3	2	1	30	400
24	包括固定化担体(第1~2好気槽)	包括固定化担体(PEG)	担体量:58m ³	1	1	0	-	-
25	担体分離スクリーン	ウェッジワイヤ式	水量:5m ³ /h、2m ²	2	2	0	0.2	400
26	最終沈殿池流入ゲート	手動式鋳鉄製制水扉	200W×200H	1	1	0	-	-
27	最終沈殿池汚泥掻寄機	中央駆動式懸垂型	沈殿池寸法:φ4.1m×4mH	1	1	0	0.75	400
28	最終沈殿池スカムスキマ	電動式バイパススキマ	沈殿池寸法:φ4.1m×4mH	1	1	0	0.1	400
29	汚泥引抜ポンプ	無閉塞型汚泥ポンプ	0.2m ³ /min×10m、φ100mm	2	1	1	0.75	400
30	汚泥引抜弁	電動式偏心構造弁	φ100mm	2	2	0	0.2	400
31	汚泥移送ポンプ	水中汚泥ポンプ	0.1m ³ /min×20m、φ100mm	2	1	1	0.75	400
32	汚泥返送ポンプ	無閉塞型汚泥ポンプ	0.1m ³ /min×15m、φ100mm	3	2	1	0.4	400
33	処理水槽ポンプ	水中汚水ポンプ	0.2m ³ /min×10m、φ80mm	2	1	1	1.5	400

2) 総合返流水を処理対象とした場合の試算結果

表資 2-29～33 に従来技術（担体添加ステップ流入式 2 段硝化脱窒法）を導入し，総合返流水を処理する場合のプロセスの建設費，維持管理費，ライフサイクルコスト，エネルギー使用量，温室効果ガス排出量の試算結果をそれぞれ示す。また，図資 2-11～13 にプロセスのフローおよび配置図を，表資 2-34 にプロセスの主要機器をそれぞれ示す。

表資 2-29 従来技術（総合返流水処理）を導入した場合のプロセスの建設費

職 種 / 耐 用 年 数		建設費 (百万円)	うち材料費 (百万円)	うち工費（労務費） (百万円)	寄与率
機械設備 (耐用年数 15 年)	上段：総費用	736	368	368	36.0%
	下段：年価	58.6	29.3	29.3	51.2%
電気設備 (耐用年数 10 年)	上段：総費用	146	123.9	21.9	7.1%
	下段：年価	16.5	14.0	2.5	14.4%
土木建築施設 (耐用年数 50 年)	上段：総費用	1,163	989	174	56.9%
	下段：年価	39.4	33	6	34.4%
合 計	上段：総費用	2,045	1,481	564	100.0%
	下段：年価	114.4	76.8	37.7	100.0%

表資 2-30 従来技術（総合返流水処理）を導入した場合のプロセスの維持管理費

費目		使用量	単価	費用	寄与率
電力		726,400 kWh/年	12 円/kWh	8,717 千円/年	9%
水道		626 m ³ /年	200 円/m ³	125 千円/年	<1%
薬品	ポリ硫酸鉄	469,800 kg/年	29 円/kg	13,624 千円/年	13%
	高分子凝集剤	626 kg/年	500 円/kg	313 千円/年	<1%
	苛性ソーダ (24%)	168,800 kg/年	25 円/kg	4,220 千円/年	4%
	メタノール	404,400 kg/年	81 円/kg	32,756 千円/年	32%
	薬品費計			50,914 千円/年	50%
点検・ 補修費	点検費			4,410 千円/年	3%
	補修費			37,030 千円/年	37%
	点検補修費計			41,440 千円/年	41%
合 計				101,196 千円/年	100%

表資 2-31 従来技術（総合返流水処理）を導入した場合のプロセスのライフサイクルコスト

項目	職種	費用	寄与率
建設費	機械設備	58,600 千円/年	25%
	電気設備	16,500 千円/年	7%
	土木建築施設	39,400 千円/年	17%
	計	114,500 千円/年	49%
維持管理費	電力	8,717 千円/年	4%
	水道	125 千円/年	<1%
	薬品	50,914 千円/年	22%
	点検補修	41,440 千円/年	18%
	計	101,196 千円/年	43%
撤去費	機械設備	11,720 千円/年	5%
	電気設備	990 千円/年	<1%
	土木建築施設	2,364 千円/年	1%
	スクラップ	4,580 千円/年	2%
	計	19,654 千円/年	8%
合 計		235,350 千円/年	100%

表資 2-32 従来技術（総合返流水処理）を導入した場合のプロセスのエネルギー使用量

費目	使用量	原単位	消費量 (GJ/年)	
電力	726,400 kWh/年	9.68 MJ/kWh	7,031.6 GJ/年	
水道	626 m ³ /年	30.7 MJ/m ³	19.2 GJ/年	
薬品	ポリ硫酸鉄	469,800 kg/年	78.6 MJ/t	36.9 GJ/年
	高分子凝集剤	626 kg/年	220,123 MJ/t	137.8 GJ/年
	苛性ソーダ (24%)	168,800 kg/年	4,068 [*] MJ/t	686.7 GJ/年
	メタノール	404,400 kg/年	11,977 MJ/t	4,843.5 GJ/年
	薬品計			5,704.9 GJ/年
合 計			12,755.7 GJ/年	

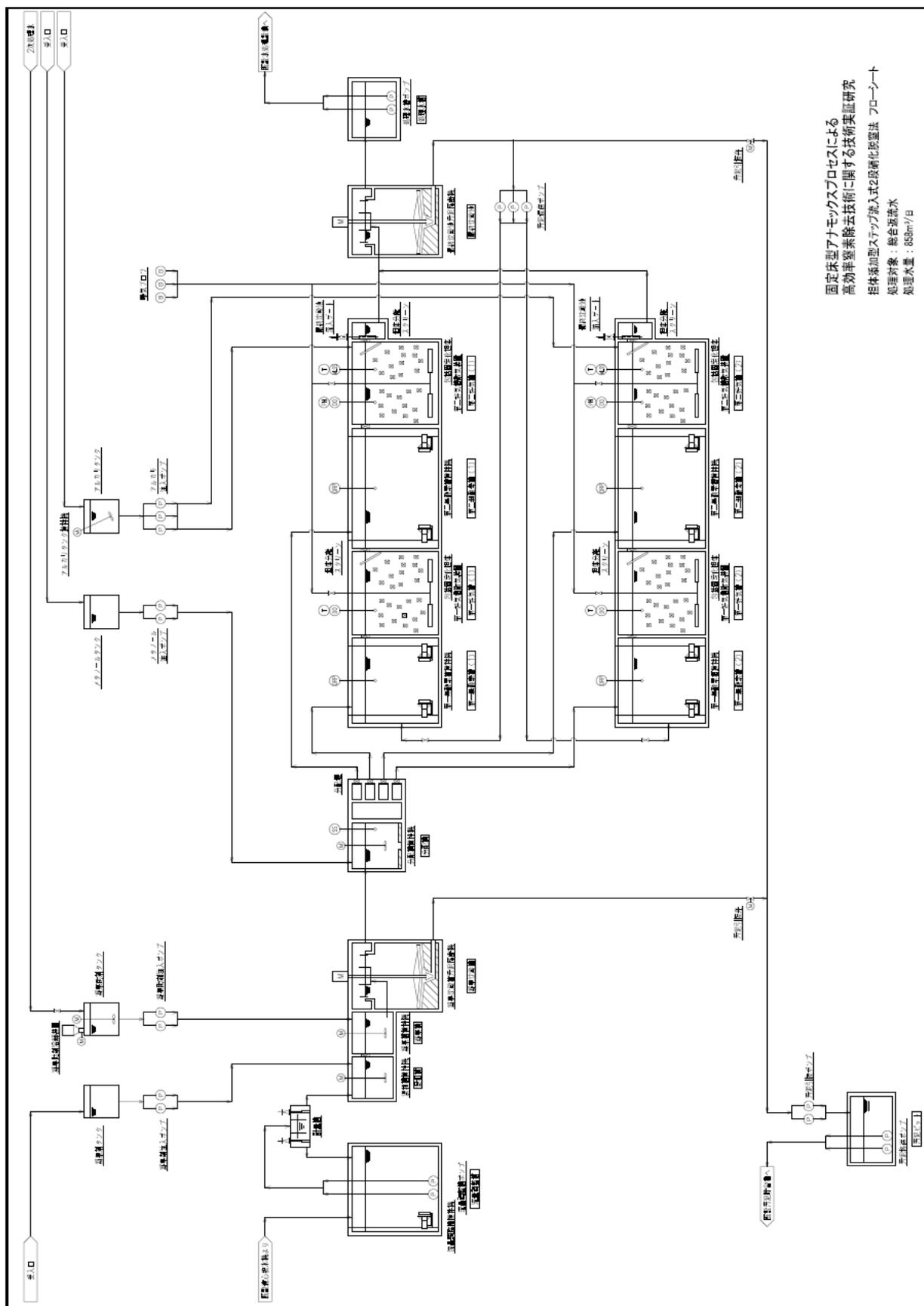
※苛性ソーダは原単位 16,950 MJ/t (100%) を濃度換算

表資 2-33 従来技術（総合返流水処理）を導入した場合のプロセスの温室効果ガス排出量

費目		使用量	原単位	温室効果ガス排出量
電力		726,400 kWh/年	0.000550 t-CO ₂ /kWh	399.5 t-CO ₂ /年
水道		626 m ³ /年	0.002 t-CO ₂ /m ³	1.3 t-CO ₂ /年
薬品	ポリ硫酸鉄	469,800 kg/年	0.0308 t-CO ₂ /t	14.5 t-CO ₂ /年
	高分子凝集剤	626 kg/年	6.5 t-CO ₂ /t	4.1 t-CO ₂ /年
	苛性ソーダ (24%)	168,800 kg/年	0.225 [*] t-CO ₂ /t	38.0 t-CO ₂ /年
	メタノール	404,400 kg/年	1.495 t-CO ₂ /t	604.6 t-CO ₂ /年
	薬品計			661.1 t-CO ₂ /年
供用段階時計				1,061.9 t-CO ₂ /年
建設段階時計				255.5 t-CO ₂ /年
解体・撤去時計				6.6 t-CO ₂ /年
合 計				1,324.0 t-CO ₂ /年

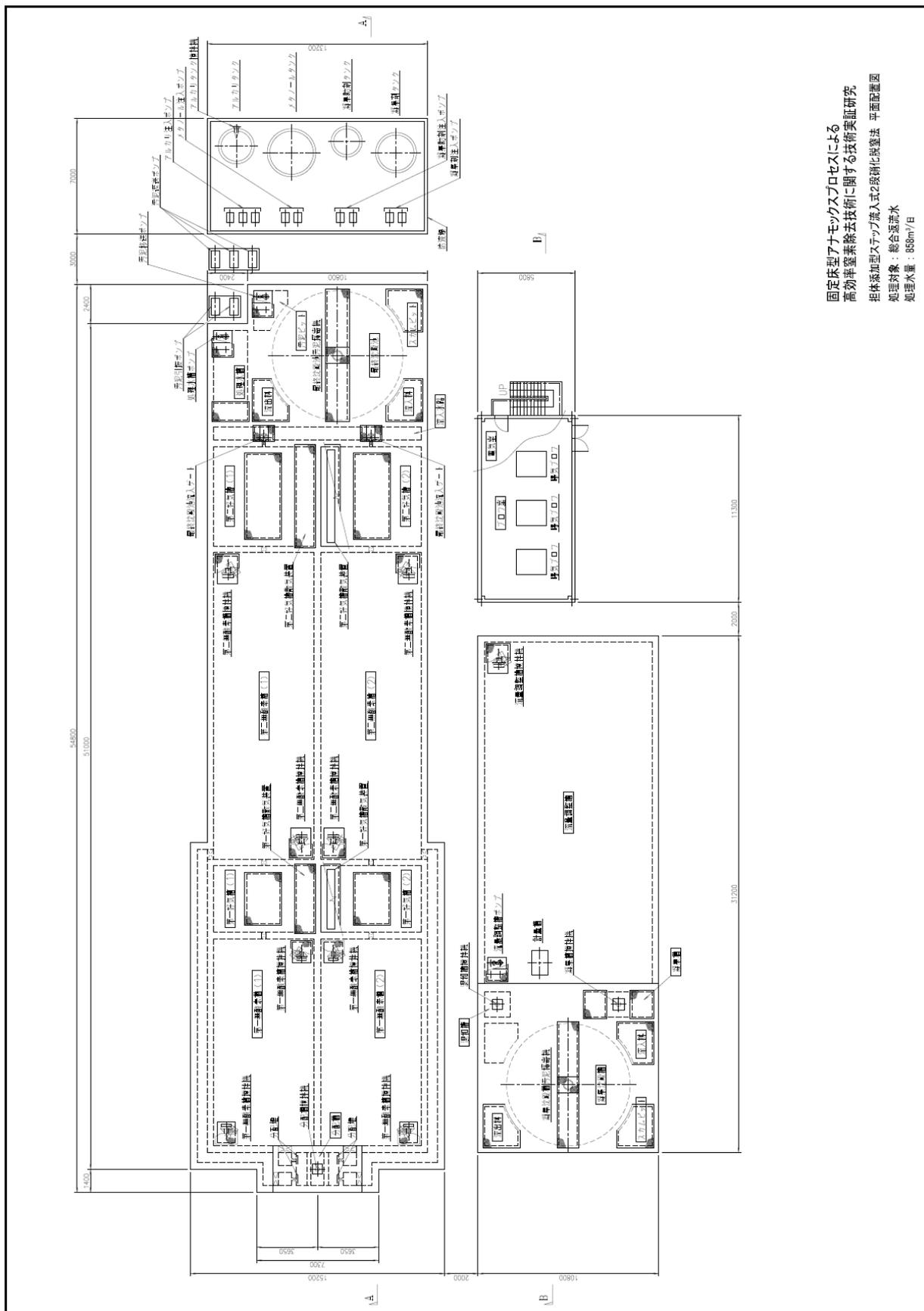
※苛性ソーダは原単位 0.938 t-CO₂/t (100%) を濃度換算

※建設段階 19.3%, 供用段階 80.2%, 解体・撤去時 0.5%の比率で換算し算出



固定型アノモックスプロセスによる
 高効率窒素除去技術に関する技術実証研究
 担体添加型アノモックス式脱硝化装置法 フローシート
 処理対象：総合排水
 処理水量：65m³/日

図資 2-11 従来技術（総合返流水処理）を導入した場合のプロセスのフロー図



固定床型アモックスプロセスによる
 高効率窒素除去技術に関する技術実証研究
 担体添加型スラップ流入式2段硝化脱窒法 平面配置図
 処理対象：総合返流水
 処理水量：858m³/日

図資 2-12 従来技術（総合返流水処理）を導入した場合のプロセスの平面配置図

表資 2-34 従来技術（総合返流水処理）を導入した場合のプロセスの主要機器

NO.	機器名称	型式	仕様	機器台数			電動機仕様	
				合計	常用	予備	出力 (kW/台)	電圧 (V)
1	流量調整槽攪拌機	水中ミキサ	攪拌面積:77m ² (H=5m)	1	1	0	1.5	400
2	流量調整槽ポンプ	水中汚水ポンプ	0.6m ³ /min×7m	2	1	1	1.5	400
3	計量槽	三角堰付計量槽	流入量900m ³ /日用	1	1	0	-	-
4	混和槽攪拌機	堅型攪拌機	攪拌容量:4.5m ³ /台	1	1	0	0.4	400
5	凝集剤注入ポンプ	ダイヤフラムポンプ	750ml/min×25A、1MPa	2	1	1	0.1	400
6	凝集剤タンク	PE製円筒型	容量:8m ³ (有効容量7m ³)	1	1	0	-	-
7	凝集槽攪拌機	堅型攪拌機	攪拌容量:12m ³ /台	1	1	0	0.75	400
8	凝集助剤注入ポンプ	ダイヤフラムポンプ	1500ml/min×25A、1MPa	2	1	1	0.2	400
9	凝集助剤溶解装置	ホッパー+溶解槽(攪拌機付)	攪拌容量:2m ³ /台	1	1	0	0.4	400
10	凝集沈殿槽汚泥掻寄せ機	中央駆動式懸垂型	沈殿池寸法:φ7.4m×4mH	1	1	0	0.75	400
11	凝集沈殿槽スカムスキマ	電動式パイプスキマ	沈殿池寸法:φ7.4m×4mH	1	1	0	0.1	400
12	分配槽攪拌機	堅型攪拌機	攪拌容量:10m ³ /台	1	1	0	0.75	400
13	分配槽堰式流量計	手動式鋳鉄製角形堰	200W×200H	4	4	0	-	-
14	メタノール注入ポンプ	ダイヤフラムポンプ	1200ml/min×25A、1MPa	2	1	1	0.2	400
15	メタノールタンク	PE製円筒型	容量:11m ³ (有効容量10m ³)	1	1	0	-	-
16	第一無酸素槽攪拌機	水中ミキサ	攪拌面積:75m ² /台(H=5m)×4台	4	4	0	2.8	400
17	第二無酸素槽攪拌機	水中ミキサ	攪拌面積:111m ² /台(H=5m)×4台	4	4	0	4.0	400
18	アルカリ注入ポンプ	ダイヤフラムポンプ	300ml/min×25A、1MPa	3	2	1	0.2	400
19	アルカリタンク	PE製円筒型	容量:4m ³ (有効容量3m ³)	1	1	0	-	-
20	アルカリタンク攪拌機	可搬式攪拌機	攪拌容量:3000L	1	1	0	0.4	400
21	散気装置(第1好気槽)	散気板	4.8Nm ³ /h・枚、8枚/ホルダ	26	26	0	-	-
22	散気装置(第2好気槽)	散気板	4.8Nm ³ /h・枚、8枚/ホルダ	22	22	0	-	-
23	曝気ブロワ	ルーツブロワ	20Nm ³ /min、5800mmAq	3	2	1	37	400
24	包括固定化担体(第1~2好気槽)	包括固定化担体(PEG)	担体量:79m ³	1	1	0	-	-
25	担体分離スクリーン	ウェッジワイヤ式	水量:18m ³ /h、7.5m ²	2	2	0	0.2	400
26	最終沈殿池流入ゲート	手動式鋳鉄製水扉	200W×200H	1	1	0	-	-
27	最終沈殿池汚泥掻寄せ機	中央駆動式懸垂型	沈殿池寸法:φ7.8m×4mH	1	1	0	0.75	400
28	最終沈殿池スカムスキマ	電動式パイプスキマ	沈殿池寸法:φ7.8m×4mH	1	1	0	0.1	400
29	汚泥引抜ポンプ	無閉塞型汚泥ポンプ	0.2m ³ /min×10m、φ100mm	2	1	1	0.75	400
30	汚泥引抜弁	電動式偏心構造弁	φ100mm	2	2	0	0.2	400
31	汚泥移送ポンプ	水中汚泥ポンプ	0.2m ³ /min×20m、φ100mm	2	1	1	5.5	400
32	汚泥返送ポンプ	無閉塞型汚泥ポンプ	0.3m ³ /min×15m、φ100mm	3	2	1	2.2	400
33	処理水槽ポンプ	水中汚水ポンプ	0.6m ³ /min×10m、φ80mm	2	1	1	3.7	400

3. 補足データ

(1) 亜硝酸化槽の構造

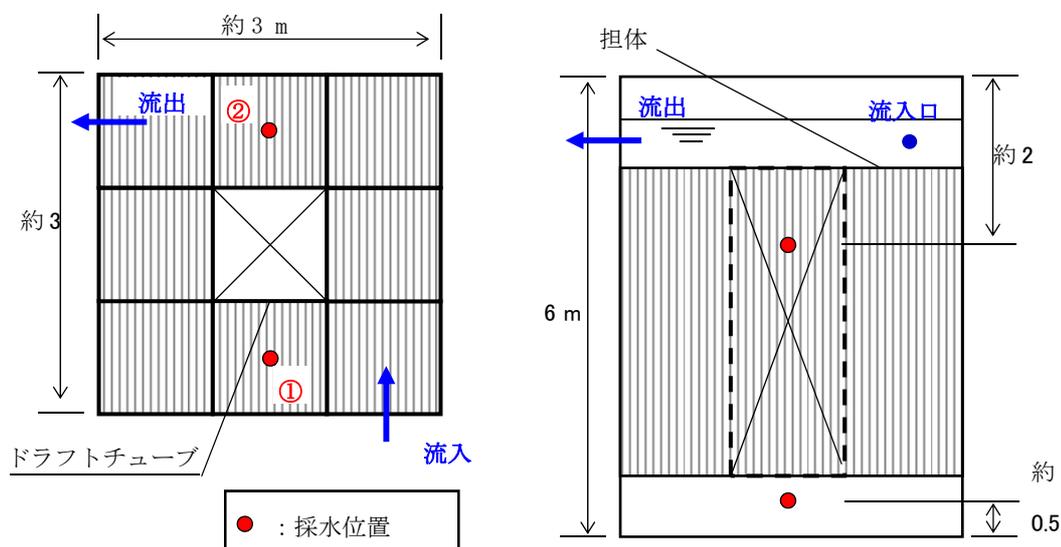
本編第4章 § 30 亜硝酸化施設に記載のとおり、亜硝酸化槽の処理性能を安定に維持するためには、槽内温度や pH を適正範囲に維持する必要がある。槽内の水質を均一化し、ショートパスやデッドスペースが生じないように配慮した構造とする必要がある。このため、実証施設の亜硝酸化槽の内部状況を調査するとともに、スケールアップについて検討した。

1) 実証施設亜硝酸化槽の内部状況の調査

実証施設における亜硝酸化槽は、槽中央にドラフトチューブを設置し、担体充填部は曝気による上向流を、ドラフトチューブ部は下降流を形成し、旋回流を発生させて槽内を混合する構造としている。

槽内の混合状況を確認するために、実証施設の亜硝酸化槽の各所の水質などを調査した。図資 3-1 に示す位置で採水を行い、各種窒素濃度や pH, D0 などの水質を分析した。

表資 3-1～2 に調査時の運転状況と槽内水質の調査結果を示す。槽内水質はほぼ均一であったことから、ドラフトチューブ構造による旋回流が形成され、槽内はほぼ完全混合状態であると判断された。



図資 3-1 亜硝酸化槽の槽内水質測定位置

表資 3-1 槽内水質測定中の運転状況

項目	条件
流入水量	0.75 m ³ /hr
曝気強度	0.19 m ³ /min/m ²
流入 NH ₄ ⁺ -N 濃度	480 mg/L

表資 3-2 槽内水質分布の測定結果

測定位置	NH ₄ ⁺ -N [mg/L]	NO ₂ ⁻ -N [mg/L]	pH [-]	温度 [°C]	DO [mg/L]
① (上部)	52	340	7.70	35.5	2.4
① (下部)	58	348	7.70	35.5	2.0
② (上部)	56	344	7.65	35.5	2.1
② (下部)	61	347	7.65	35.5	2.0

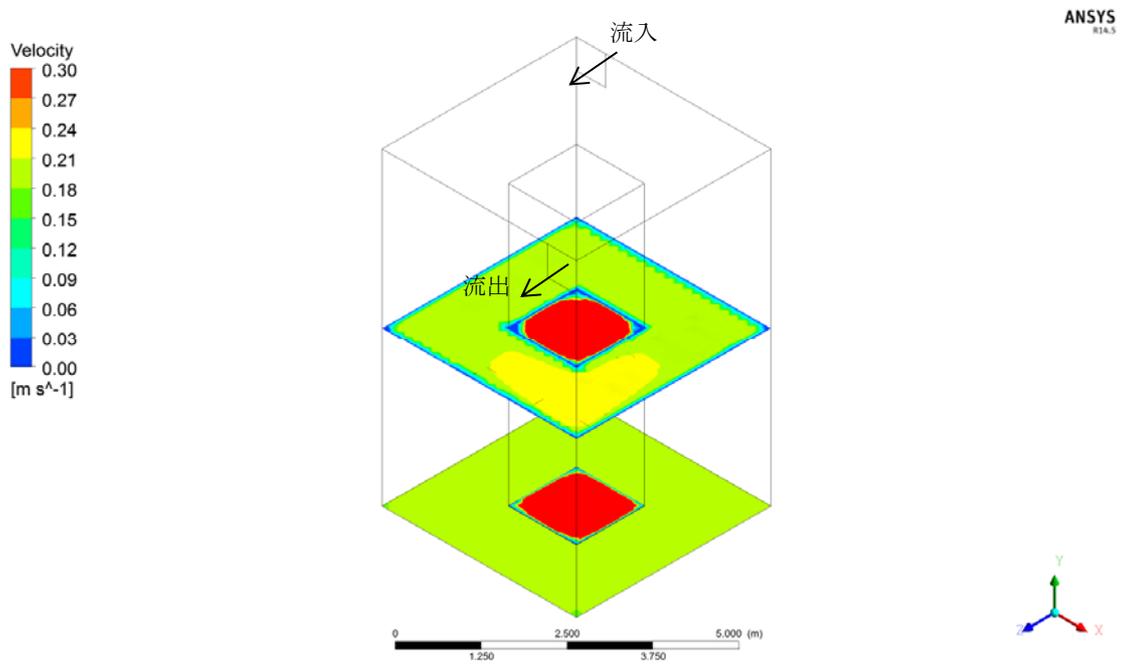
2) 亜硝酸化槽のスケールアップ

実証施設における亜硝酸化槽の槽内混合が良好であったことから、この構造を基に亜硝酸化槽のスケールアップを検討し、同様に完全混合状態が得られるかを確認した。スケールアップの条件は表資 3-3 に示す通りとし、その混合特性について CFD を用いた数値シミュレーションにより解析した。

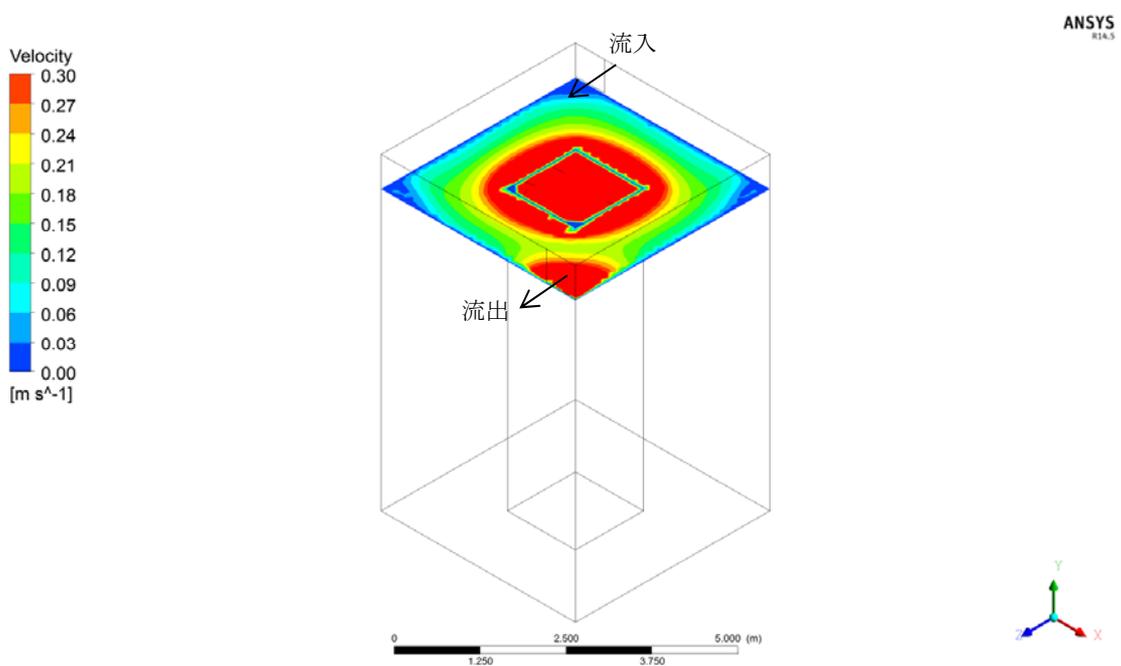
流速シミュレーションによる槽内流速分布を図資 3-2~3 に示す。槽内の流速は槽下部、槽中部では均一で 0.2 m/sec 程度であった。槽上部についてはドラフトチューブ開口と流出口付近で局所的に流速の速い領域があったが、それ以外の領域についても概ね 0.1 m/sec の流速があり、槽全体で流動状態が維持されていた。また、図資 3-4~5 に槽内の流線分布を示す。ドラフトチューブ内で下降流が形成されており、スケールアップした亜硝酸化槽においても実証施設と同様に完全混合状態が得られるものと考えられた。

表資 3-3 流速シミュレーションの実施条件

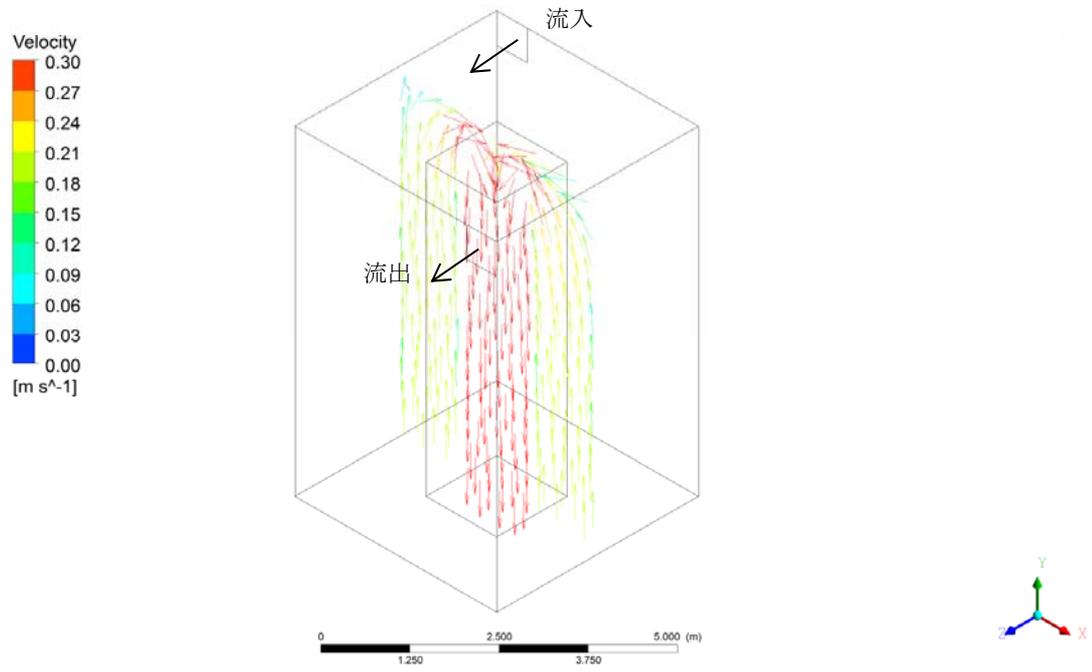
項目	条件	
使用ソフト	汎用流体解析ソフト CFX-5 (ANSYS 社)	
	スケールアップ	実証施設亜硝酸化槽 (参考)
槽寸法	4 m ² ×8 mH	3 m ² ×6 mH
ドラフトチューブ寸法	1.4 m ²	1.0 m ²
想定する亜硝酸化槽の処理水量 (プロセス全体の処理水量)	約 45 m ³ /日 (約 75 m ³ /日)	約 30 m ³ /日 (約 50 m ³ /日)



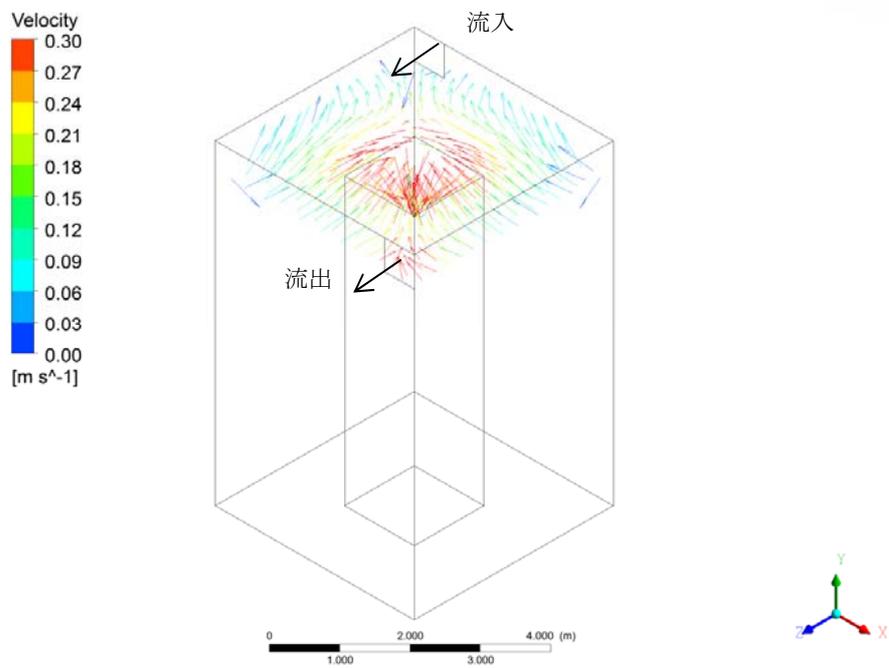
図資 3-2 スケールアップした場合の槽内流速分布（槽下部・中部）



図資 3-3 スケールアップした場合の槽内流速分布（槽上部）



図資 3-4 スケールアップした場合の槽内流線分布（槽縦断面）

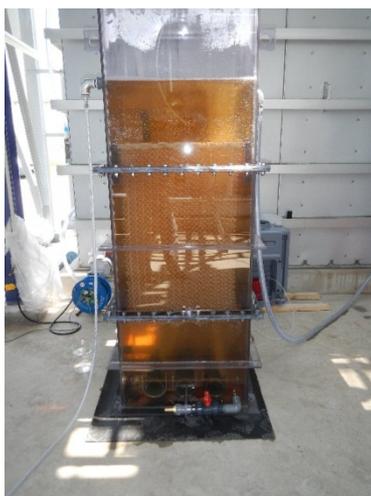


図資 3-5 スケールアップした場合の槽内流線分布（槽上部）

(2) ベンチスケール亜硝酸化装置の運転事例

亜硝酸化槽容量のさらなる縮小に向けた検討として、高負荷条件における亜硝酸化処理性能を調査するため、実証施設の亜硝酸化槽と同様の担体を使用したベンチスケール規模の亜硝酸化装置（図資 3-6）を設置して、運転を行った。表資 3-4 にベンチスケール亜硝酸化装置の運転条件を示す。高負荷条件での運転に対応するため、担体充填率を増加させた。実験原水は、実証施設で使用する原水と同様に分配槽からの流出水を使用し、負荷の調整は装置に供給する原水量を変えることで行った。運転条件は実証施設とほぼ同様とした。

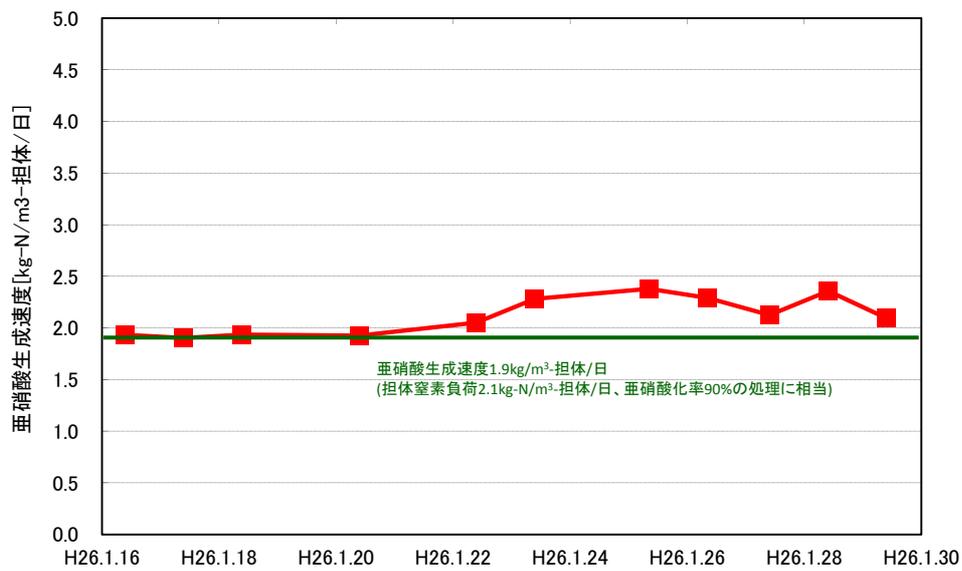
図資 3-7 にベンチスケール亜硝酸化装置の運転結果を示す。運転期間中は $1.9 \text{ kg-N/m}^3\text{-担体/日}$ ($0.8 \text{ kg-N/m}^3\text{-槽/日}$) 以上の亜硝酸生成速度を維持した。これは $2.1 \text{ kg-N/m}^3\text{-担体/日}$ ($0.9 \text{ kg-N/m}^3\text{-槽/日}$) の負荷に対して、亜硝酸化率 90% で処理したときの亜硝酸生成速度に相当し、 $2.1 \text{ kg-N/m}^3\text{-担体/日}$ ($0.9 \text{ kg-N/m}^3\text{-槽/日}$) の高負荷においても十分な亜硝酸化処理性能を有するものと考えられた。



図資 3-6 ベンチスケール亜硝酸化装置の外観

表資 3-4 ベンチスケール亜硝酸化装置の運転条件

項目	条件
槽容量	540 L
担体容量	220 L
担体充填率	約 40%（実証施設は約 20%）
使用原水	実証施設分配槽流出水
水温	35℃
pH	7.8



図資 3-7 ベンチスケール亜硝酸化実験装置の運転性能

(3) ベンチスケールアナモックス装置の運転事例

アナモックス槽容量のさらなる縮小に向けた検討として、高負荷条件における窒素除去性能を調査するため、実証施設のアナモックス槽と同様の担体を使用したベンチスケール規模のアナモックス装置（**図資 3-8**）を設置して、運転を行った。**表資 3-5** にベンチスケールアナモックス装置の運転条件を示す。高負荷条件での運転に対応するため、担体充填率を増加させた。実験原水は、実証施設で使用する原水と同様に調整槽からの流出水を使用し、窒素負荷の調整は装置に供給する原水量を変えることで行った。運転条件は実証施設とほぼ同様とした。

図資 3-9 にベンチスケールアナモックス装置の運転結果を示す。期間中は $4.0 \text{ kg-N/m}^3\text{-担体/日}$ ($2.8 \text{ kg-N/m}^3\text{-槽/日}$) 以上の窒素変換速度を維持した。これは $5.0 \text{ kg-N/m}^3\text{-担体/日}$ ($3.5 \text{ kg-N/m}^3\text{-槽/日}$) の負荷に対して、窒素変換率 80% で処理した場合の窒素変換率速度に相当し、 $5.0 \text{ kg-N/m}^3\text{-担体/日}$ ($3.5 \text{ kg-N/m}^3\text{-槽/日}$) の高負荷においても十分な窒素除去性能を有するものと考えられた。

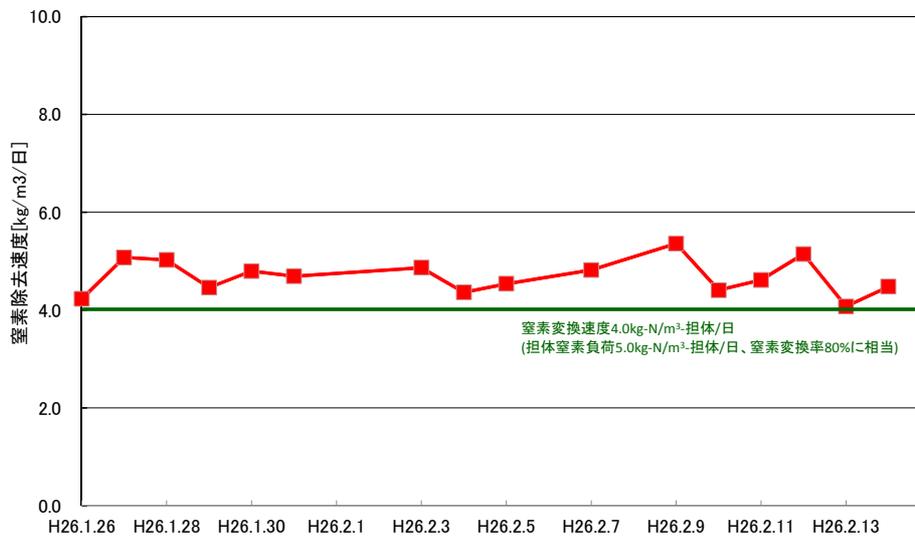
参考に、**図資 3-10** にアナモックス細菌の事前培養における窒素除去性能の推移を示す。培養開始前は窒素変換速度 $1.0 \text{ kg-N/m}^3\text{-担体/日}$ 以下であったが、培養開始 80 日程度で、窒素変換速度は $7.0 \text{ kg-N/m}^3\text{-担体/日}$ 以上、窒素変換率は 85% 以上となった。



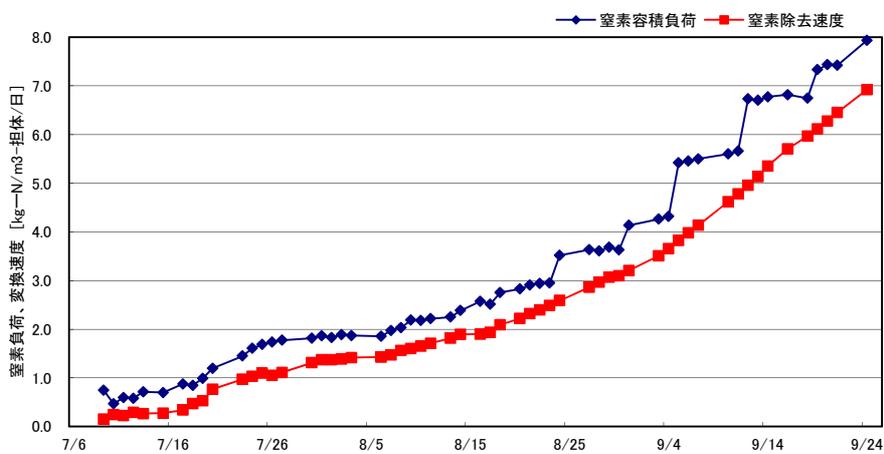
図資 3-8 ベンチスケールアナモックス装置の外観

表資 3-5 ベンチスケールアナモックス装置の運転条件

項目	条件
槽容量	200 L
担体容量	135 L
担体充填率	約 30%（実証施設は約 20%）
使用原水	実証施設調整槽流出水
温度	35℃



図資 3-9 ベンチスケールアナモックス装置の運転性能



図資 3-10 事前培養における窒素除去性能の推移

(4) 汚泥投入によるアナモックス槽の立上げ事例

実証施設におけるアナモックス槽の立上げは、事前に培養したアナモックス細菌が付着した担体に移設して行ったが、担体ごと移設できない場合の立上げ方法を確立するために、種汚泥を直接投入した立上げ試験を実施した。

表資 3-6 に立上げ試験における運転条件を示す。立上げ試験は、3 m³の試験水槽を設置し、これに実証施設のアナモックス槽と同様の担体を取付けて行った(図資 3-11)。種汚泥として、実証施設のアナモックス槽担体から剥離させた汚泥を試験水槽に投入し、立上げ試験を開始した。立上げ試験においては培地として実証施設の調整槽流出水を通水し、加温および pH 調整を行った。また、窒素負荷の調整は試験水槽への通水量を変化させることにより行った。

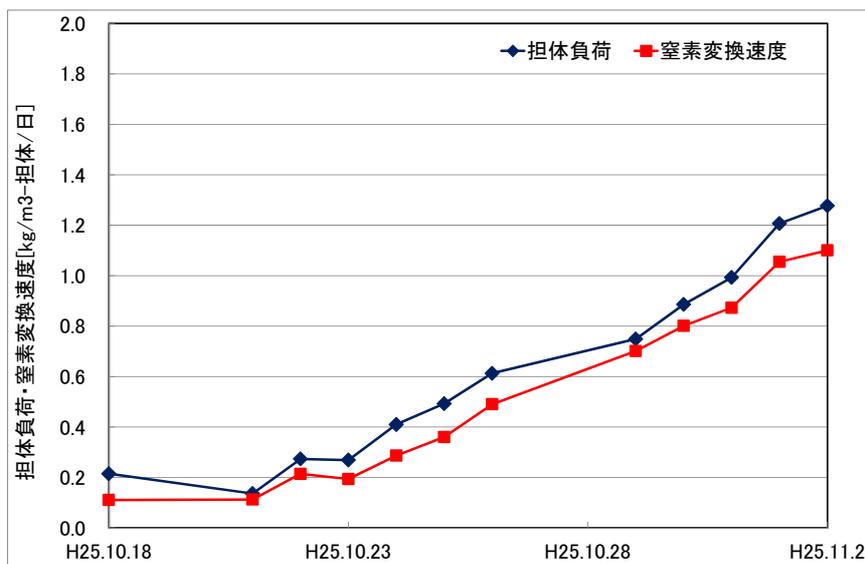
図資 1-12 に試験水槽におけるアナモックス槽の立上げ状況を示す。立上げは担体負荷 0.2 kg-N/m³-担体/日 の負荷から開始した。負荷を徐々に上昇させると、窒素除去速度はそれに追従して増加し、立上げ開始から約2週間で実証施設のアナモックス槽と同等の窒素変換速度 1.0 kg/m³/日を達成した。また、図資 1-13 に示すように立上げ試験後の槽内の充填担体を確認したところアナモックス細菌の増殖が確認された。以上のことより、種汚泥を直接投入した場合においても問題なくアナモックス槽を立上げられることを確認した。

表資 3-6 アナモックス槽立上げ試験における運転条件

項目	条件
槽容量	3 m ³
担体充填率	約 30%
使用原水	実証施設調整槽流出水
温度	35℃



図資 3-11 立上げ試験に使用した担体（アナモックス種汚泥投入前）



図資 3-12 立上げ試験に使用した担体（アナモックス種汚泥投入前）



図資 3-13 立上げ試験終了時のアナモックス槽充填担体

(5) 担体法を適用した高負荷有機物除去装置の運転事例

原水中に有機物が高濃度に含まれる場合の対策として、担体法を適用した高負荷有機物除去装置の運転事例を紹介する。図資 3-14 に装置外観を、表資 3-7 に高負荷有機物除去装置の運転条件を示す。

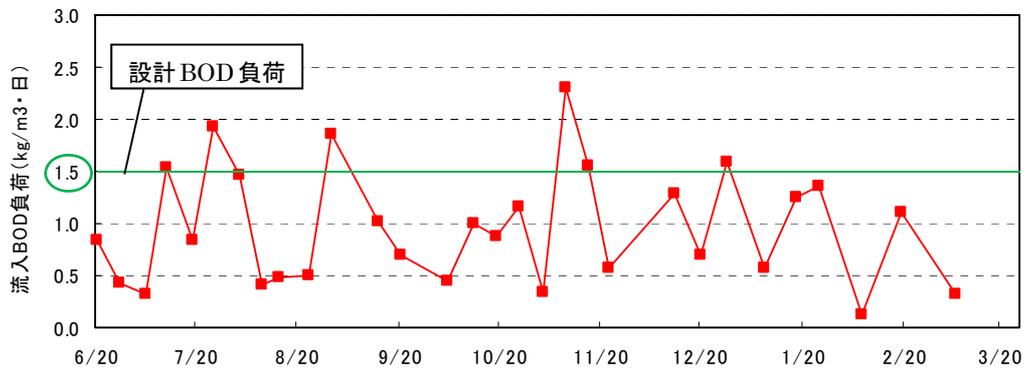
図資 3-15, 16 に高負荷有機物除去装置の運転結果を示す。運転期間中は原水水質変動が大きく、設計負荷の $1.5 \text{ kg-BOD/m}^3\text{-担体/日}$ を超過した負荷が流入することがあったが、処理水 BOD 濃度は概ね 100 mg/L 以下に維持され、本装置は安定した有機物除去性能を有していたと考えられた。



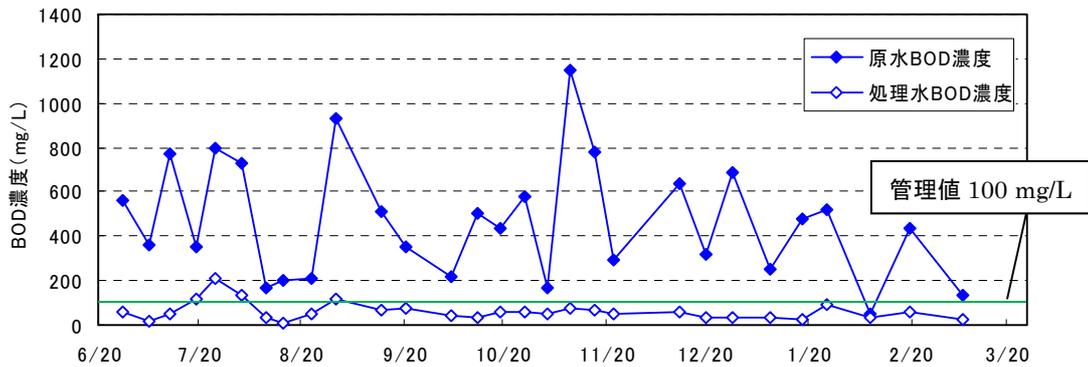
図資 3-14 高負荷有機物除去装置の外観

表資 3-7 高負荷有機物除去装置の運転条件

項目	条件
担体容量	200L
担体仕様	網状合成樹脂繊維製
担体充填率	約 20%
使用原水	高温消化汚泥脱水ろ液
設計負荷	$1.5 \text{ kg-BOD/m}^3\text{-担体/日}$



図資 3-15 高負荷有機物除去装置の BOD 負荷の推移



図資 3-16 高負荷有機物除去装置の有機物除去性能

4. 返流水個別処理の有効性検討時における物質収支試算例

第3章第2節 § 17 返流水個別処理の有効性の検討【導入検討 I】事例で示している下水処理場全体での物質収支の検討方法および検討結果の詳細をここで示す。なお、設定条件および試算手順に従ったそれぞれの概略フローについては P. 52 表 3-3, P. 53 図 3-4 を参照されたい。

それぞれの必要箇所の窒素負荷量はその地点の処理水量と T-N 濃度より算出した。脱水ろ液および返流水の処理水量は汚泥処理におけるそれぞれの SS 回収率などより算出され、SS 回収率などは当該下水処理場の実績値や下水道施設計画・設計指針を参考に決定する。脱水ろ液および返流水の T-N 濃度は当該下水処理場の実績値や統計値などを参考に決定する。検討結果のまとめを表資 4-1 に、それぞれの物質収支表を図資 4-1~3 に示す。

表資 4-1 返流水個別処理の有効性の検討【導入検討 I】に関する検討結果

	A	B	C	D	E	F	返流水個別処理の導入 前後を比較した場合の 放流水 T-N 濃度低減量 (mg-N/L)
	バイオマス 受入量	脱水ろ液 窒素負荷量	個別処理後 窒素負荷量	返流水 窒素負荷量	初沈流入水 窒素負荷量	放流水 T-N 濃度	
	(kg/日)	(kg-N/日)	(kg-N/日)	(kg-N/日)	(kg-N/日)	(mg-N/L)	
手順 ①-1 ・消化槽なし ・バイオマス受入なし ・返流水個別処理なし	-	-	-	123	1,623	8.7	-
手順 ①-2 ・消化槽新設 ・バイオマス受入あり ・返流水個別処理なし	15,000	714	-	870	2,370	12.2	-
手順 ② ・消化槽新設 ・バイオマス受入あり ・返流水個別処理導入	15,000	695	139	292	1,792	9.2	-3.0

※窒素負荷量 (kg-N/日) = 処理水量 (m³/日) × T-N 濃度 (mg-N/L) × 10⁻³

※脱水ろ液および返流水の処理水量は下水処理場の一般的な物質収支より算出したものを使用する。

※脱水ろ液および返流水の T-N 濃度は当該処理場の実績値もしくは統計値などを使用する。

(参考 「アナモックス反応を利用した窒素除去技術の評価に関する報告書」(日本下水道事業団 技術開発部),
平成 22 年 4 月, p.23-33 2. 5 嫌気性消化および返流水の実態)

5. 問い合わせ先

本技術ガイドラインに関する問い合わせは、以下にお願いします。

国土交通省 国土技術政策総合研究所	国土交通省 国土技術政策総合研究所 下水道研究部 下水処理研究室 〒305-0804 茨城県つくば市旭1番地 TEL 029-864-3933 FAX 029-864-2817 URL http://www.nilim.go.jp/
----------------------	--

本書は、下水道革新的技術実証事業（B-DASH プロジェクト）により国土交通省国土技術政策総合研究所が以下の企業・団体に研究委託を行い、その成果をとりまとめたものです。

<実証研究者 連絡先>

熊本市上下水道局	熊本市 上下水道局 計画調整課 〒862-8620 熊本県熊本市中央区水前寺6丁目2番45号 TEL 096-381-3024 FAX 096-382-8760 URL http://www.kumamoto-waterworks.jp/
地方共同法人 日本下水道事業団	技術戦略部 水処理技術部開発課 〒113-0034 東京都文京区湯島2丁目31番27号 TEL 03-6361-7849 FAX 03-5805-1828 URL https://www.jswa.go.jp/
株式会社 タクマ	水処理技術部 〒660-0806 兵庫県尼崎市金楽寺2丁目2番33号 TEL 06-6483-2701 FAX 06-6483-2766 URL http://www.takuma.co.jp/