

**平成24年度
環境研究総合推進費補助金 次世代事業
総合技術開発報告書**

し尿、浄化槽汚泥からの高効率リン回収（HAP）技術の開発

J112008

アタカ大機株式会社

目次

事業の名称等	1
総合技術開発報告書概要	2
1. 技術開発の目的	9
(1) 目的	9
(2) 達成すべき目標	9
2. リン溶出技術実証（平成 23 年度）の詳細	10
(1) 実証施設の概要	10
(2) 試験条件	14
(3) 運転状況	15
(4) 運転結果	19
3. 高度リン回収技術実証（平成 24 年度）の詳細	26
(1) 実証施設の概要	26
(2) 試験条件	31
(3) 運転状況	32
(4) 運転結果	34
4. 得られた知見	46
(1) リン回収率の向上	46
(2) リン溶出効果	46
(3) 余剰汚泥削減効果	46
(4) メタノール使用量削減効果	47
5. 開発した技術がもたらす効果	48
(1) リン回収量	48
(2) 維持管理費の低減効果	50
(3) CO ₂ 排出量の低減効果	52
6. 知的財産権の取得状況	54
7. まとめ	55
開発全体を示す概要図	56
英文概要	57

補助事業名	環境研究総合推進費補助金次世代事業（平成23年度～平成24年度）
所管	環境省
総事業費	平成23年度 55,639,160円 平成24年度 49,033,800円 合計 104,672,960円
国庫補助金	平成23年度 27,819,000円 平成24年度 18,535,239円 合計 46,354,239円
研究課題名	し尿、浄化槽汚泥からの高効率リン回収（HAP）技術の開発
研究事業期間	平成23年6月1日～平成25年3月31日
研究代表者名	奥野 芳男（アタカ大機株式会社）

環境研究総合推進費補助金 研究事業 総合研究報告書概要

- ・ 研究課題名 し尿、浄化槽汚泥からの高効率リン回収（H A P）技術の開発
- ・ 研究番号 J112008
- ・ 総事業費（円）

平成 23 年度	55,639,160 円
平成 24 年度	49,033,800 円
合計	104,672,960 円
- ・ 国庫補助額（円）

平成 23 年度	27,819,000 円
平成 24 年度	18,535,239 円
合計	46,354,239 円
- ・ 研究事業期間（西暦） 2011 年度～2012 年度
- ・ 研究代表者名 奥野 芳男（アタカ大機株式会社）

・ 事業の目的

汚泥再生処理センター（し尿処理施設）において、処理対象のし尿、浄化槽汚泥等の液状廃棄物中からリンを資源として効率よく回収することを目的として、リン溶出技術と高度リン回収技術の複合化、高度化による高効率リン回収技術を実証する。

リン溶出技術では、生物処理汚泥を可溶化し、汚泥からリンおよび有機物を溶出させ、有機物を窒素除去のために必要な工業用メタノールの代わりに利用するとともに、溶出したリンを資源回収の対象とする。

また高度リン回収技術では、晶析工程を二段階に設けた二段晶析法により、従来の H A P 法（H A P：ヒドロキシアパタイト）よりもリン回収率を高くすることで、後段の凝集沈殿・砂ろ過工程を省略できる。

以上の効果により、従来よりも汚泥発生量を削減し、リン回収量を倍増させる技術の実証を行う。

・開発した技術の詳細

この開発では、汚泥からリンを溶出するアルカリ可溶化法を用いたリン溶出技術と、リン回収率の高い二段晶析法を用いた高度リン回収技術の2つを組み合わせることで、リン回収量を向上させ、汚泥発生量を削減できる。概略フローを図1に示す。このうち実証範囲は、リン溶出設備と高度リン回収設備の部分。

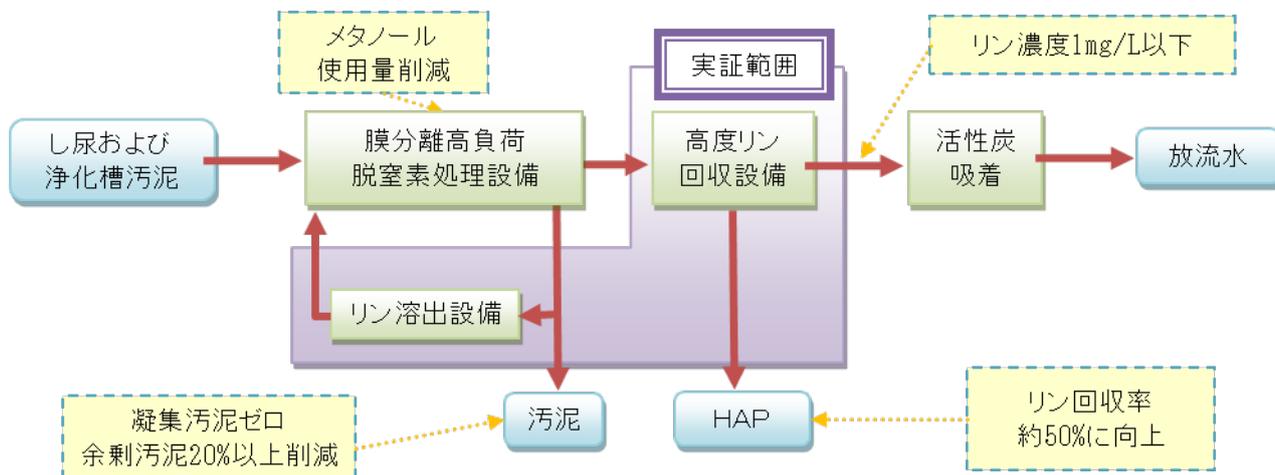


図 1 本技術の概略フロー

リン溶出技術では、特殊な機械設備を使用せず、電力消費量の少ないアルカリ剤による汚泥の可溶化技術を利用した。余剰汚泥にアルカリ剤を添加して高いpH条件で処理すると、汚泥に含まれる窒素リン、有機物を主とする汚泥成分を溶出させることができる。この液を適切な時間貯留すると、溶出した汚泥成分は低分子化し、酢酸などの有機物や窒素、リンが得られる。この処理液を硝化脱窒素処理工程に投入し、溶出した有機物は脱窒の炭素源として利用され、工業用メタノールの使用量を削減することができる。窒素は生物学的硝化脱窒素反応によって除去される。

汚泥を可溶化することで余剰汚泥発生量を20%削減でき、汚泥削減量に相当するリンが生物処理水に残留するため、リン回収設備へのリン供給量を高める効果がある。

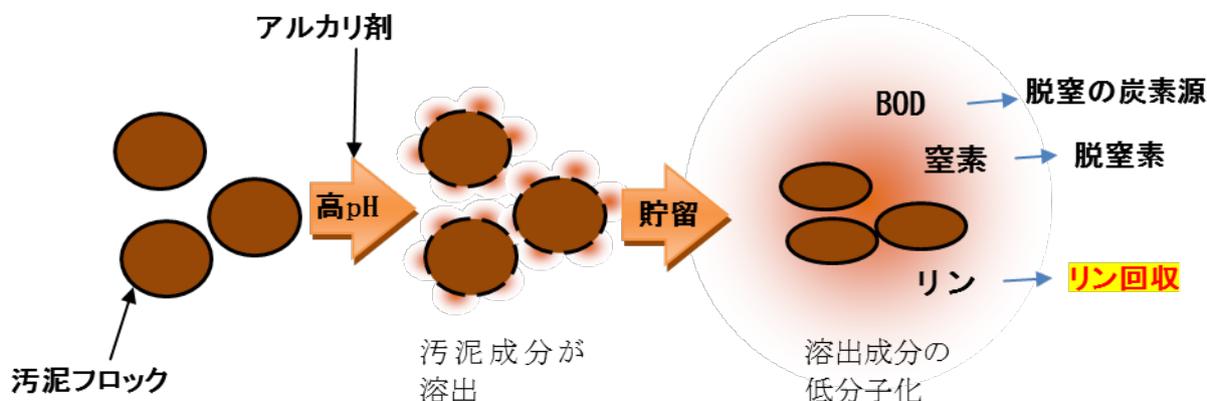


図 2 リン溶出技術イメージ図

高度リン回収技術では、リン酸カルシウム化合物の中でも最も溶解度が小さいヒドロキシアパタイト（HAP： $\text{Ca}_{10}(\text{PO}_4)_6(\text{OH})_2$ ）を析出させて、これを回収する従来のHAP法を改良したものである。従来のHAP法よりも回収率を向上させ、凝集処理の不要な処理水全リン濃度 1mg/L 以下とするために、高い pH 条件とカルシウム添加率で HAP を生成する晶析反応を促進させる必要がある。

しかし生物処理水には有機物の生物分解などによって生成した炭酸イオンが含まれ、pH が高くカルシウムイオンの存在する条件では炭酸カルシウムが生成し、晶析反応を阻害する恐れがあった。

このため晶析工程の前に、生物処理水に酸を添加して低い pH 条件で曝気し、生物処理水中に含まれる炭酸イオンを除去する脱炭酸処理を行った。

晶析工程は二段階とし、一段目は浮遊法晶析槽で、従来 HAP 法と同程度の pH およびカルシウム濃度の条件で、攪拌機により HAP 結晶を高濃度で浮遊させ、粒子径が大きく回収後の水抜けが良好な HAP 結晶を生成させる。二段目はより高い pH 条件として、HAP 結晶を充填したろ床に上向流で通水する固定床晶析槽で、微細結晶の捕捉と結晶の成長によりリンを 1mg/L 以下の低濃度にまで処理できる。

固定床晶析槽は捕捉した微細結晶を一日一回の逆洗によってろ床から取り除き、洗浄排水は浮遊法処理水槽に返送したのち、沈殿物のみを浮遊法晶析槽に返送することで、浮遊法晶析槽における種晶を供給する効果を持たせた。

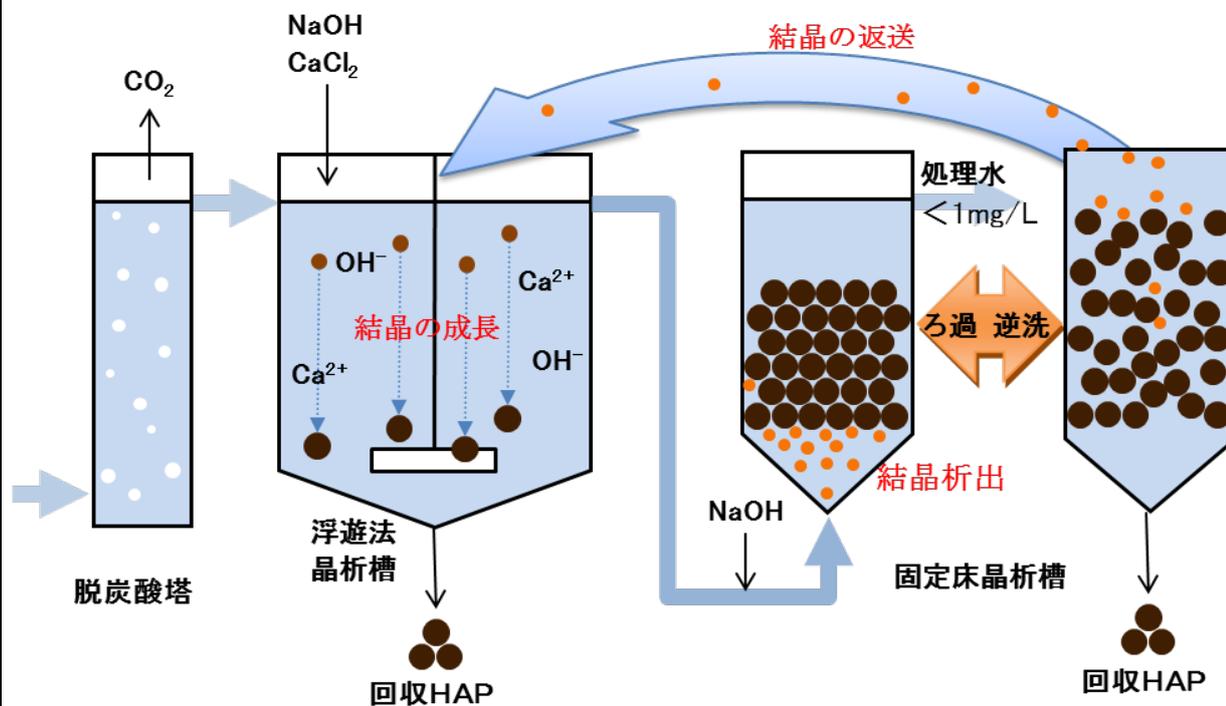
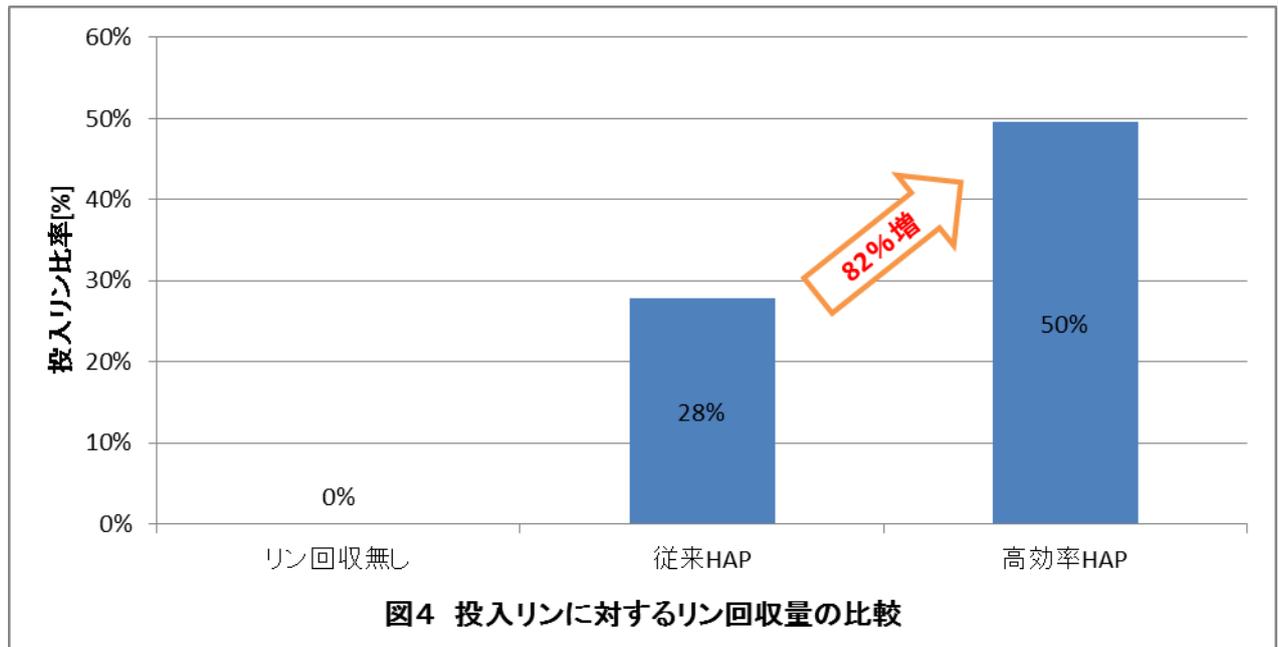


図 3 高度リン回収技術のイメージ図

・開発した技術がもたらす効果

(1) リン回収量の向上

生物処理汚泥にアルカリ剤を添加して可溶化することにより汚泥中のリンを溶出させて、生物処理水のリン濃度を高めるとともに、二段晶析法を採用してリン回収率を高めることにより、施設全体のリン回収量を大幅に向上させることができた。



実証試験を行った仙北市汚泥再生処理センターにおいて、従来のHAP法では投入リンの27.2%をHAPとして回収できていた。ここに本開発技術を適用すると、22.3ポイント増の49.5%を回収することができる。

回収されたHAPは従来HAP法で得られた回収物と同様に、リンの含有率が高く、有害物の含有率は低い高品質のリン資源として利用できる。また回収HAPを用いた植害試験および肥効試験を実施して、リン酸肥料としての有効性が確認されている。

(2) 処理水の高度化

高度リン回収により、処理水のリン濃度を 1 mg/L 以下とすることができるため、後段の凝集沈殿、砂ろ過工程を削減しプロセスを簡素化した。

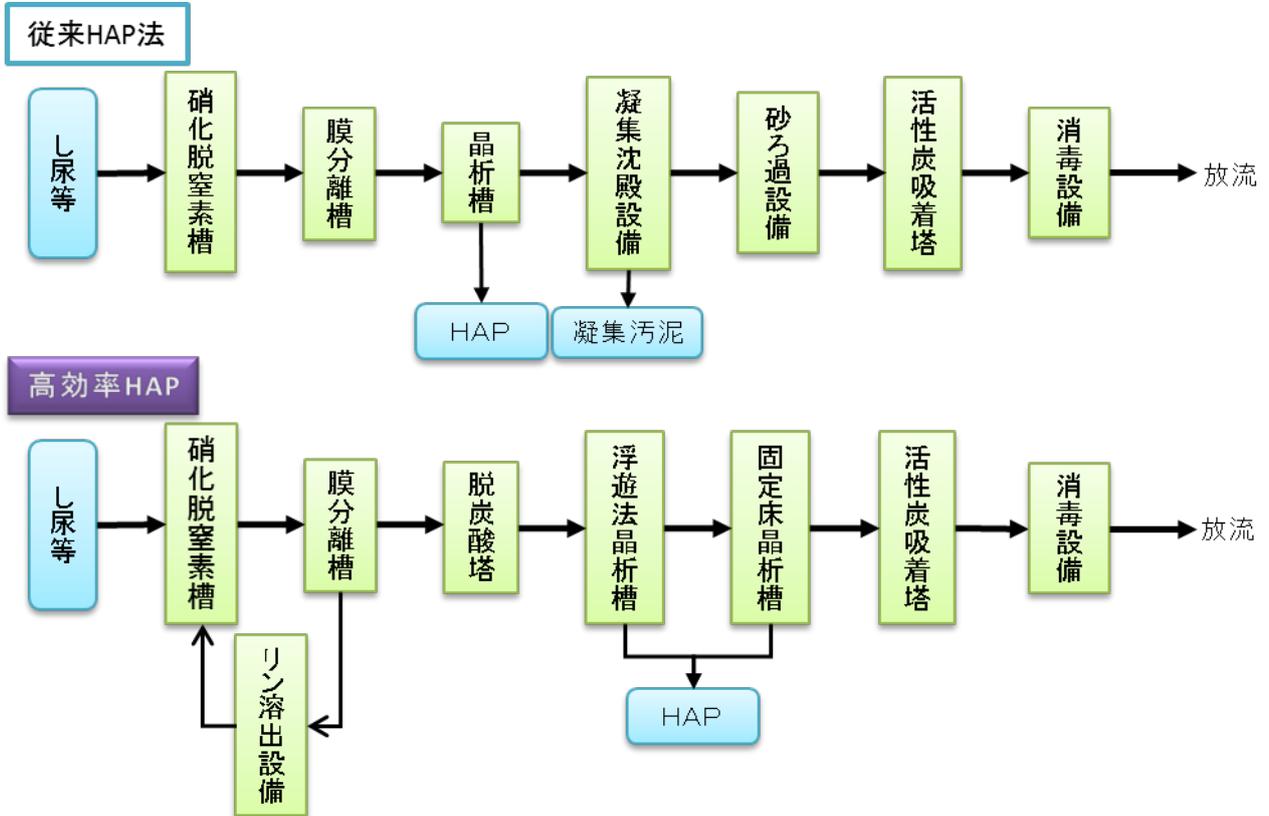


図 5 高効率リン回収のフロー比較

実証試験ではリン回収原水の全リン濃度が 37~98mg/L の範囲で、水温は 25°C以上の条件において安定した処理が可能であることを確認できた。

(3) 生物脱窒素のメタノール削減

生物処理汚泥をアルカリ可溶化することにより、リンと同時に有機物を溶出させることができる。この有機物を生物脱窒素処理の炭素源として利用し、脱窒用メタノール使用量の削減を図ることができる。

(4) 汚泥発生量の削減

生物汚泥の可溶化により余剰汚泥量を 20%以上削減し、凝集汚泥の発生量もゼロにできるため、施設全体の汚泥発生量を 32.8%減と、大幅に削減できる。

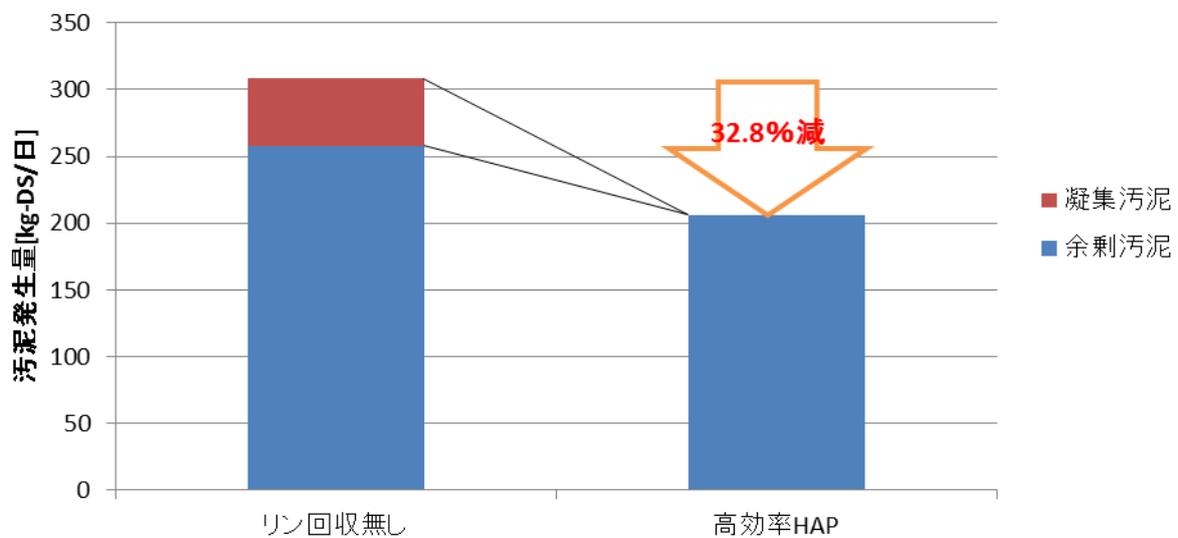


図6 リン回収無しと高効率HAPの汚泥発生量の比較

・環境政策への貢献

本技術はし尿処理施設のリン資源回収機能を強化し、維持管理費を削減しながらリン回収量を大幅に増加させることができる。

し尿・浄化槽汚泥中のリン賦存量は年間 5,072t と試算されており、本開発技術によるリン回収を全国のし尿処理施設に適用することで、約 2,290t/年を回収することができる。これは 2010 年のリン資源輸入量 157 千 t の 1.46%に相当する。国内使用量の全てを輸入に依存し、需要の増加や生産設備のトラブルによって過去に輸入価格が急騰したリン資源の安定供給策の一つとして提案できる。

また平成 22 年度のし尿処理施設の発生汚泥量は全国で 1,154 万 t であり、本技術を全国のし尿処理施設に適用することで、従来焼却処分されていた 718 万 t の約半分に相当する 367 万 t を削減することができる。汚泥処理や焼却処分の費用・エネルギー節減効果は大きい。

更に、今後も浄化槽汚泥比率の増加やし尿の希薄化は継続すると予測される。これにより生物処理水中のリン濃度も低下し、従来のリン回収技術の適用が難しくなる状況においても、本開発技術を適用することで生物処理水中のリン濃度を増加させることができるため、リン回収技術を適用しやすくなる効果が期待できる。

・開発した技術の事業化の可能性

本技術は従来のリン回収技術と比較してリン回収量が大幅に増加し、資源回収機能を強化することができる。またリン回収後の凝集処理や、汚泥処理用の薬品使用量を削減できるため、従来の処理技術と比較して維持管理費用を抑制でき、今後の汚泥再生処理センターの新設および基幹改良事業に適した技術と言える。

凝集沈殿・砂ろ過工程を不要とできるため、脱炭酸塔などの付帯設備を含めても高度リン回収技術の施設面積は変わらず、設備費用も同等以下に抑えられる。

リン溶出技術と従来の H A P 法との組合せについては、汚泥発生量の削減やリン回収量の増加効果があるため、既に 2 つの汚泥再生処理センターで採用されており、平成 26 年 4 月竣工に向けて建設が進められている。

1. 技術開発の目的

(1) 目的

汚泥再生処理センター（し尿処理施設）において、処理対象のし尿、浄化槽汚泥等の液状廃棄物中からリンを資源として回収することを目的として、汚泥中のリンを溶出させ、さらにリン回収技術の高度化により従来法より高効率のリン回収技術を実証した。

全体の概略フローは図 1-1 に示すように、リン溶出と高度リン回収の 2 つの技術から構成されているため、実証試験も 2 つに別に分けて実施した。

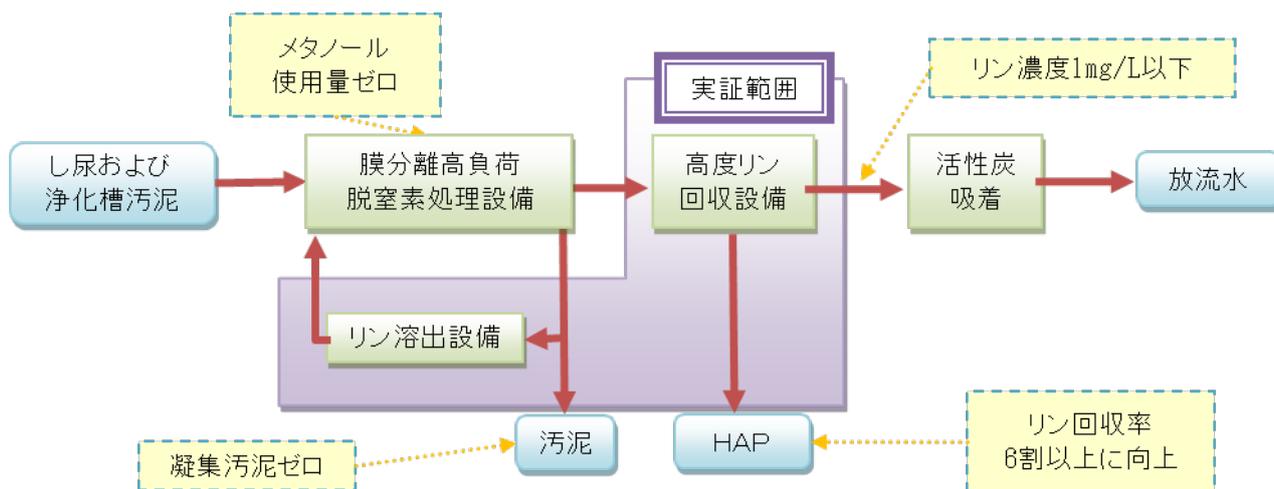


図 1-1 本開発技術の概略フロー

平成 23 年度に実証試験を行ったリン溶出技術では、生物処理汚泥を可溶化しリンおよび溶解性 BOD 成分を溶出させ、これを生物学的脱窒素のために必要な炭素源として利用するとともに、溶出したリンを回収対象とする割合についての実績を得た。

また平成 24 年度には、二段 HAP 法による高度リン回収技術を実証し、従来の HAP 法（HAP：ヒドロキシアパタイト）よりも回収率を高くすることで、低コストで大量のリンを回収できる技術の実証を行った。

(2) 達成すべき目標

【全体】

処理対象物であるし尿、浄化槽汚泥からのリン回収量の割合を従来法より 2 割以上向上させ、リン回収処理水のリン濃度を 1mg/L 以下とする。

【平成 23 年度】

リン溶出技術により、生物汚泥からのリン溶出を図り、処理対象物からリン含有量の 2 割以上を溶解性リンとして溶出させる。また、生物汚泥の可溶化により、脱窒素のための炭素源として溶解性 BOD 成分を溶出させ、メタノール使用量をゼロとする。

【平成 24 年度】

高度リン回収技術により、リン回収処理水のリン濃度を 1mg/L 以下とし、後段の凝集沈殿工程を省略し、凝集汚泥は発生しない。リン溶出技術との複合効果により、処理対象物からのリン回収率を 6 割に向上させる。

2. リン溶出技術実証（平成 23 年度）の詳細

(1) 実証施設の概要

リン溶出技術の実証試験フロー図を図 2-1 に示す。既設処理施設の膜分離槽汚泥を汚泥移送ポンプでアルカリ剤処理槽に移送し、アルカリ剤を添加したのち滞留槽で滞留した処理液を汚泥返送ポンプで硝化脱窒素槽に投入させる。

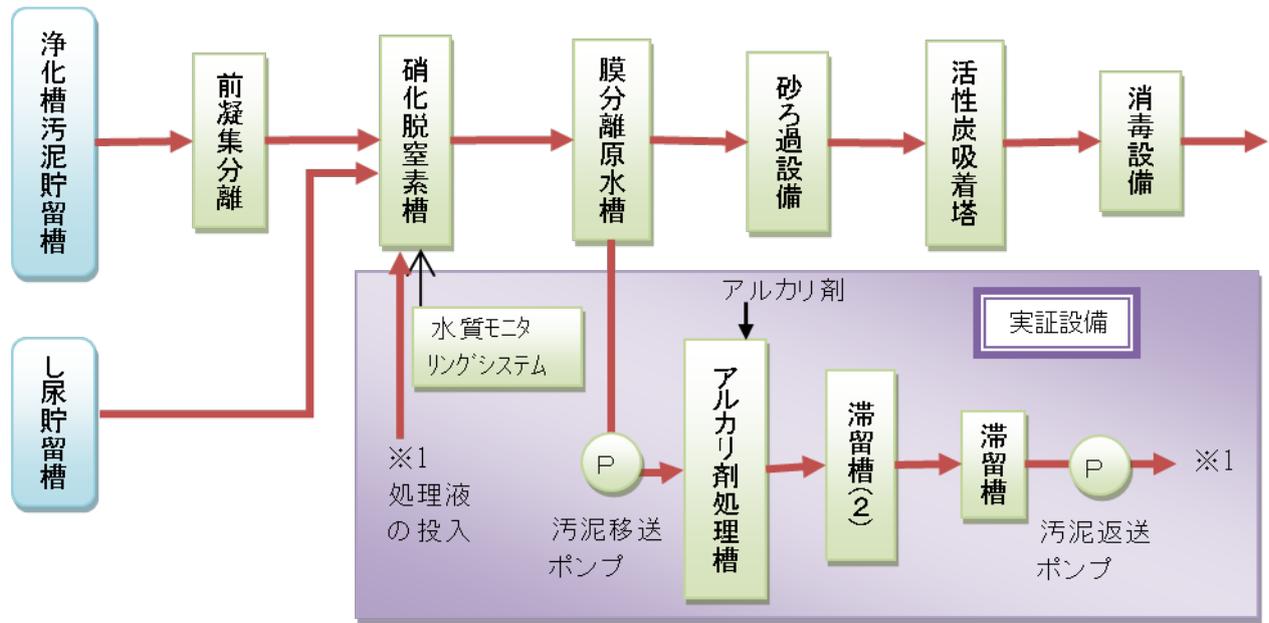


図 2-1 リン溶出技術実証試験フロー図

- ① 実証設備を設置する場所
 施設名：大津市志賀衛生プラント内（滋賀県大津市）
 計画処理能力：23kL/日（し尿 2kL、浄化槽汚泥 21kL/日）
 主処理方式：浄化槽汚泥比率が高い膜分離高負荷脱窒素処理方式（図 1-3）
- ② 実証試験設備
 実証設備処理量：1～3m³/日
 実証設備容量：
 アルカリ剤処理槽 0.1m³
 滞留槽 4.0m³
 滞留槽(2) 2.0m³
 水質モニタリングシステム：硝化脱窒素槽のアンモニア性窒素・硝酸性窒素センサーによる連続計測

大津市志賀衛生プラントのフローシートを図 2-2 に、試験設備フローシートを図 2-3 に、配置図を図 2-4 に、装置外観を図 2-5 に示した。

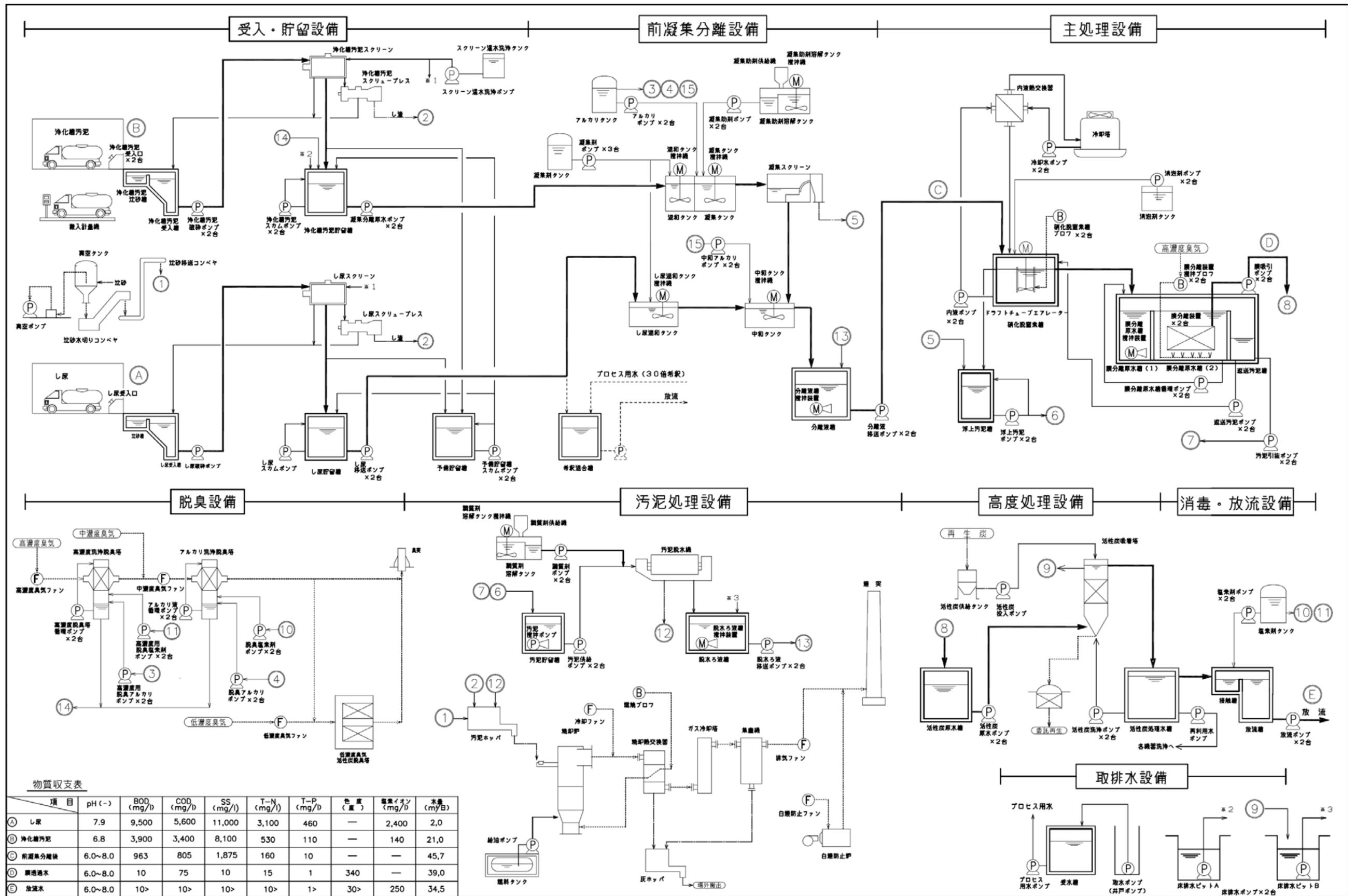


図 2-2 大津市志賀衛生プラントのフローシート

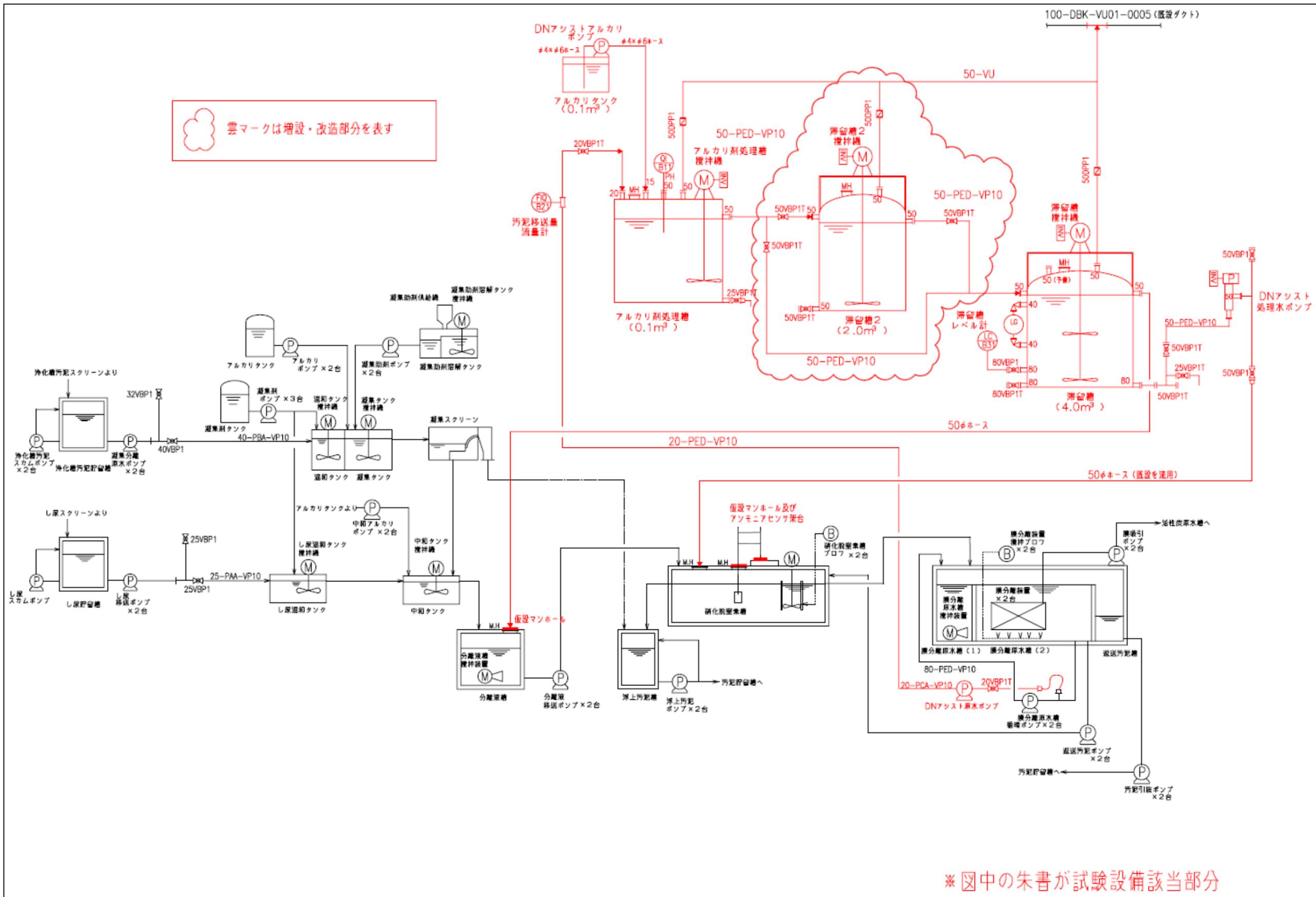


図 2-3 リン溶出実証試験設備フローシート

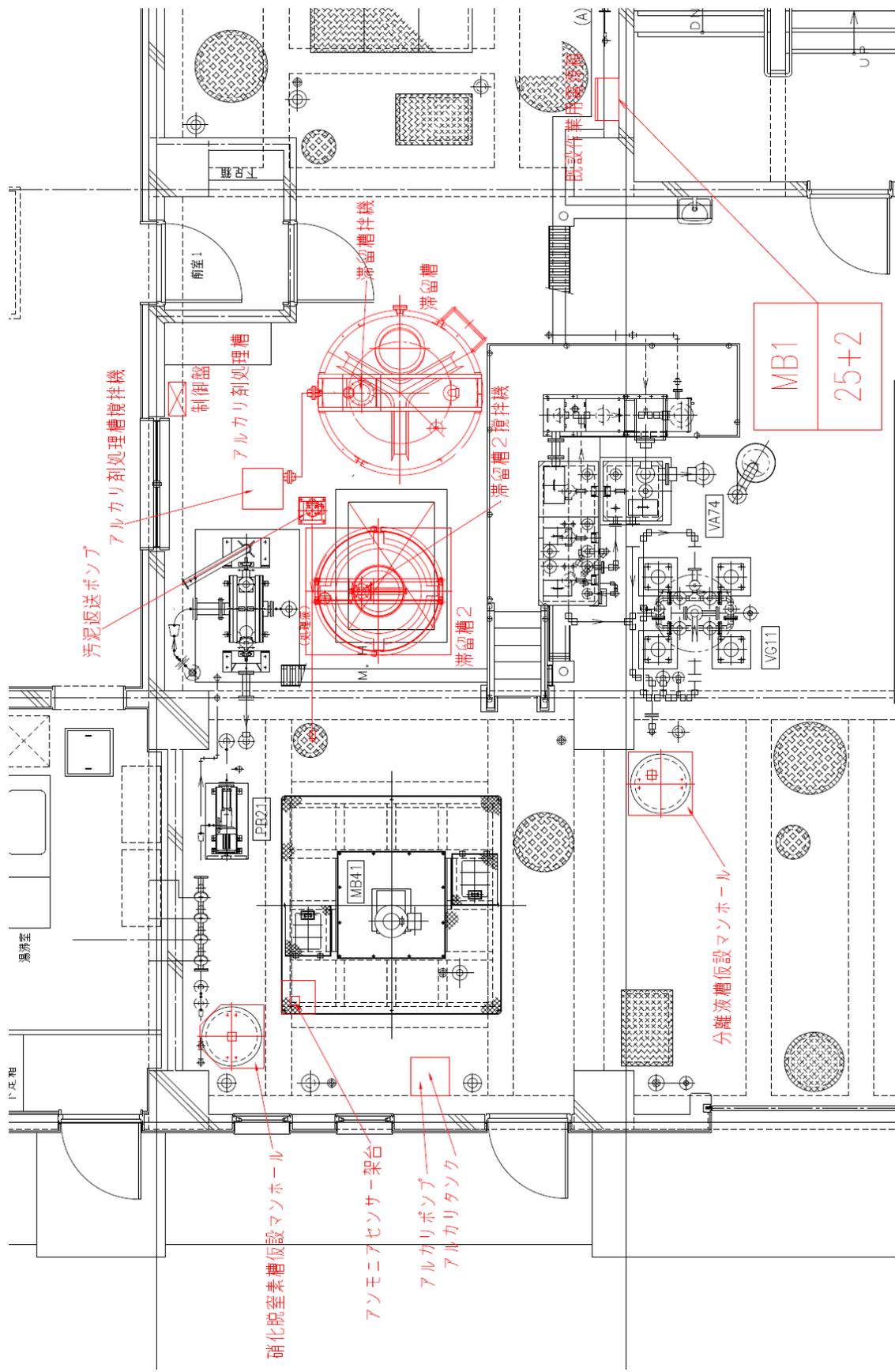


図 2-4 リン溶出実証試験設備配置図



図 2-5 リン溶出実証試験装置外観

(2) 試験条件

アルカリ可溶化実証試験の実証試験期間は平成 23 年 7 月～平成 24 年 3 月の約 8 ヶ月間で、この期間中にアルカリ可溶化処理の条件を変え、各 RUN 毎に集計した。各処理条件を表 2-1 に示す。

表2-1 アルカリ可溶化装置の処理条件

RUN No.	実施期間	供給汚泥量	アルカリ剤添加率	滞留時間		処理汚泥量	余剰汚泥比
				アルカリ剤処理槽	滞留槽		
				時間	時間		
設計条件		2.0	7.2	1.2	46.8	30	-
RUN1-1	H23/ 7/27～ 9/13	1.1	7.1	2.2	42.2	16.5	32.8
RUN1-2	H23/ 9/14～11/21	2.0	7.5	1.2	47.3	30.3	51.3
RUN1-3	H23/11/22～H24/ 1/29	3.0	7.2	0.8	31.7	41.2	174
RUN1-4	H24/ 1/30～ 3/21	3.0	7.0	0.8	47.5	45.6	78.7

設計条件は供給汚泥量 2 m³/日、滞留時間は合計で 48 時間であり、RUN1-1 は 50%負荷とし、RUN1-2 で 100%負荷とした。また RUN1-3 は供給汚泥量 3 m³/日としたが、滞留槽は 4 m³であって滞留時間が 33 時間しかなく処理効果が不十分であったため、RUN1-4 では滞留槽(2)を追加設置して供給汚泥量 3 m³/日、滞留時間 48 時間の設計条件にあわせた。

また、アルカリ可溶化実証試験を行っていない比較対照期間として、平成 22 年 9 月～12 月の 4 ヶ月間の運転実績および各工程の分析データを使用した。

(3) 運転状況

① 実証期間中の本施設運転状況

実証期間中は平成 21 年度以降ほぼ同じ傾向として、設計搬入量の 50%近い運転となっている。

表2-2 分離液性状（平均）

項目		対照期間	RUN1-1	RUN1-2	RUN1-3	RUN1-4
p H	-	7.8	7.93	7.63	7.33	7.26
SS	mg/L	1,790	2,136	2,926	1,360	2,394
BOD	mg/L	636	883	987	1,114	1,200
COD	mg/L	757	1,088	1,313	813	1,024
T-N	mg/L	467	473	443	451	450
T-P	mg/L	59	67	78	40	72
C/N比	-	1.4	1.9	2.2	2.5	2.7

分離液の SS 濃度は 1,360～2,926mg/L、C/N 比（BOD/T-N 比）は 1.4～2.5 で推移している。

実証期間中の搬入および投入負荷量は表 2-3 のとおりである。

表2-3 搬入量および投入負荷量（平均）

集計 期間	搬入量			分離液投入量			BOD/SS負 荷
	し尿	浄化槽 汚泥	SS量	水量	SS量	BOD量	
	kL/日	kL/日	kg/日	m ³ /日	kg/日	kg/日	kg/kg/日
対照	5.4	6.6	101.5	21.0	35.9	13.5	0.015
RUN1-1	4.9	6.4	48.7	22.4	48.5	20.4	0.018
RUN1-2	4.9	7.9	72.4	23.9	58.4	23.8	0.018
RUN1-3	4.6	5.2	28.1	21.2	29.0	23.4	0.021
RUN1-4	4.8	7.9	80.8	24.1	56.3	28.4	0.021

搬入量および分離液投入量のうち、水量については各集計期間ともほぼ同程度。しかし SS や BOD 濃度が大きく異なっており、BOD/SS 負荷は対照期間に対して 20～40%ほど高くなった。

② アルカリ可溶化前後の汚泥性状

実証期間中のアルカリ可溶化処理対象である膜分離原水槽液（余剰汚泥）と、処理途中のアルカリ剤処理槽、滞留槽の分析結果は表 2-4 のとおりである。またアルカリ可溶化処理工程における SS の減少量を処理前の SS 量に対する割合で SS 可溶化率として算出し、同様に算出した無機 SS 可溶化率を図 2-6 に、同様に算出した VSS 可溶化率を図 2-7 に示す。

表2-4 アルカリ可溶化前後の汚泥性状（その1）

項目	RUN1-1			RUN1-2		
	膜分離 原水槽 (余剰汚泥)	アルカリ剤 処理槽	滞留槽	膜分離 原水槽 (余剰汚泥)	アルカリ剤 処理槽	滞留槽
液温 [°C]	32.6	31.9	31.1	31.6	30.8	27.7
pH [-]	7.13	10.93	9.78	7.00	11.58	10.01
SS [mg/L]	14,465	12,785	12,699	16,399	14,786	14,609
VSS [mg/L]	8,099	6,674	6,626	9,786	8,522	8,240
BOD [mg/L]	—	1,975	1,625	—	1,113	1,164
S-BOD [mg/L]	2.1	1,325	1,400	2.0	710	852
S-COD [mg/L]	28	1,550	1,298	26	1,007	879
T-N [mg/L]	593	670	645	784	747	640
NH ₄ -N [mg/L]	0.04	58.8	86.5	0.20	14.2	103.2
T-P [mg/L]	440	453	495	514	476	499
PO ₄ -P [mg/L]	0.18	268	143	0.14	98.7	113
酢酸 [mg/L]	<10	154	520	<10	74	449
色度 [度]	62	2,775	1,575	56	1,074	673
SS可溶化率	—	11.6%	12.2%	—	9.8%	10.9%
無機SS可溶化率	—	4.0%	4.6%	—	5.3%	3.7%
VSS可溶化率	—	17.6%	18.2%	—	12.9%	15.8%
PO ₄ -P/T-P	—	59.1%	28.8%	—	20.7%	22.6%
S-BOD溶出率	—	92.8%	94.9%	—	56.0%	56.0%
酢酸溶出率	—	10.1%	34.6%	—	5.0%	28.4%

算出方法

S-BOD：遠心上澄液のBOD

S-COD：遠心上澄液のCOD

SS可溶化率(%) = (膜分離原水槽SS濃度 - アルカリ剤処理槽または滞留槽SS濃度) ÷ 膜分離原水槽SS濃度 × 100

VSS可溶化率(%) = (膜分離原水槽VSS濃度 - アルカリ剤処理槽または滞留槽VSS濃度) ÷ 膜分離原水槽VSS濃度 × 100

S-BOD溶出率(%) = (アルカリ剤処理槽または滞留槽S-BOD濃度 - 膜分離原水槽S-BOD濃度) ÷ (膜分離原水槽VSS濃度 - アルカリ剤処理槽または滞留槽VSS濃度) × 100

酢酸溶出率(%) = (アルカリ剤処理槽または滞留槽酢酸濃度 - 膜分離原水槽酢酸濃度) ÷ (膜分離原水槽VSS濃度 - アルカリ剤処理槽または滞留槽VSS濃度) × 100

表2-4 アルカリ可溶化前後の汚泥性状（その2）

項目	RUN1-3			RUN1-4		
	膜分離 原水槽 (余剰汚泥)	アルカリ剤 処理槽	滞留槽	膜分離 原水槽 (余剰汚泥)	アルカリ剤 処理槽	滞留槽
液温 [°C]	24.3	24.7	20.2	22.7	22.8	17.6
pH [-]	7.03	11.81	10.60	7.06	9.82	8.80
SS [mg/L]	14,144	12,668	12,370	15,723	13,876	13,008
VSS [mg/L]	8,291	7,189	6,890	9,464	8,006	7,309
BOD [mg/L]	—	1,129	1,159	—	1,511	1,508
S-BOD [mg/L]	5	561	709	3	856	1,162
S-COD [mg/L]	35	992	895	31	1,168	1,102
T-N [mg/L]	780	671	689	824	758	752
NH ₄ -N [mg/L]	0.20	13.7	101	0.37	14.0	149
T-P [mg/L]	441	443	431	468	448	448
PO ₄ -P [mg/L]	0.22	115	122	0.13	116	117
酢酸 [mg/L]	<10	30.1	350	<10	49	394
色度 [度]	75	1,253	860	63	1,278	1,342
SS可溶化率	—	10.4%	12.5%	—	11.7%	17.3%
無機SS可溶化率	—	6.4%	6.4%	—	6.2%	8.9%
VSS可溶化率	—	13.3%	16.9%	—	15.4%	22.8%
PO ₄ -P/T-P	—	25.9%	28.4%	—	25.9%	26.0%
S-BOD溶出率	—	50.5%	50.3%	—	58.5%	53.8%
酢酸溶出率	—	1.8%	24.3%	—	2.7%	17.8%

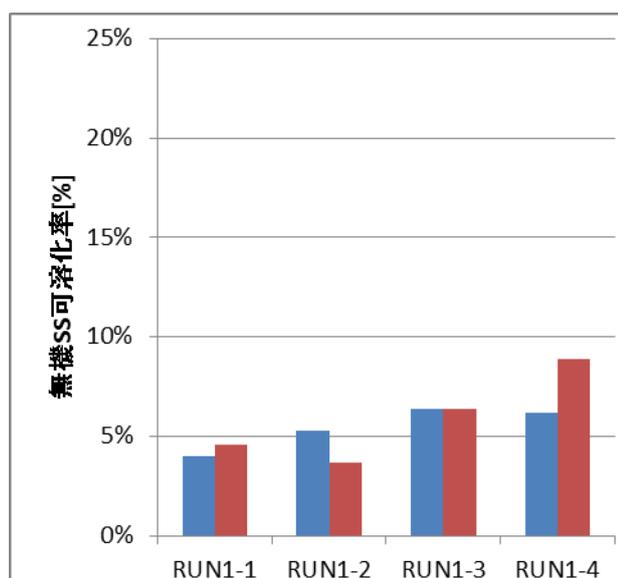


図2-6 アルカリ可溶化の無機SS可溶化率

■アルカリ剤処理槽 ■滞留槽

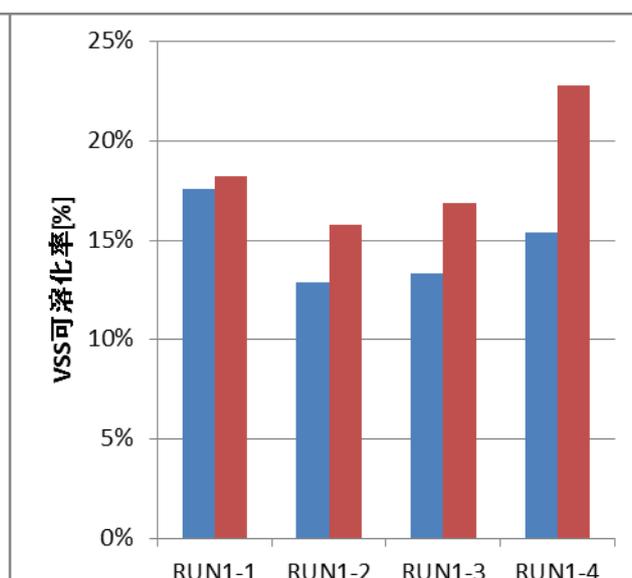
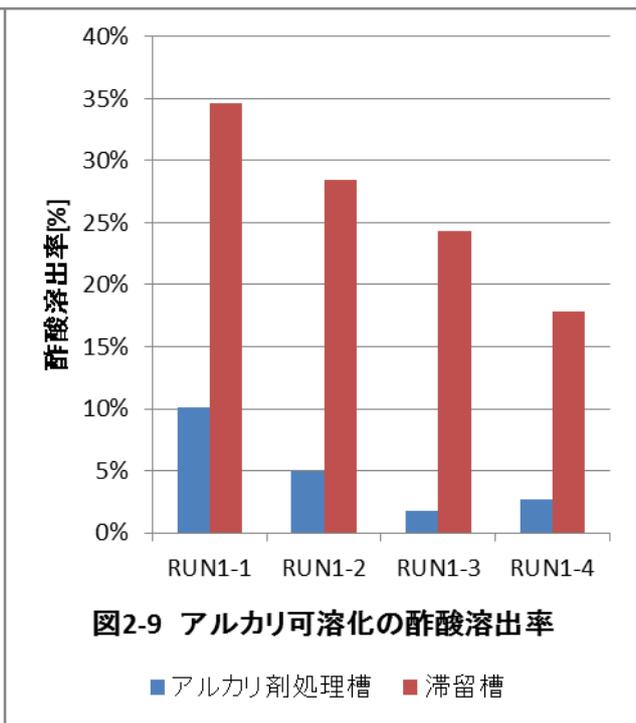
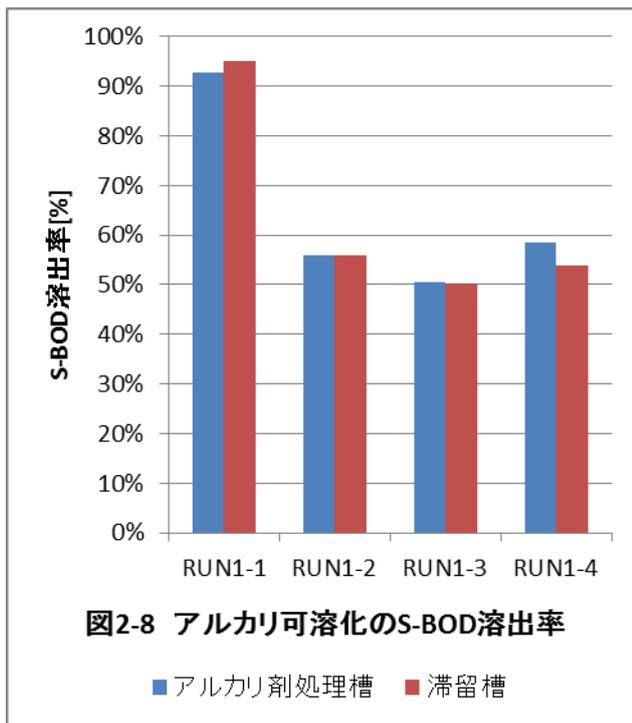


図2-7 アルカリ可溶化のVSS可溶化率

■アルカリ剤処理槽 ■滞留槽



a. SS 可溶化率

アルカリ可溶化処理後の SS 可溶化率は、10.9～17.3%。無機 SS 可溶化率は 3.7～8.9%と低く、VSS 可溶化率は 15.8～22.8%であった。アルカリ可溶化工程においては VSS の可溶化が主な処理効果であること、各 RUN とも VSS 可溶化率は 15%以上であることが確認できる。

b. S-BOD 溶出量

VSS 減少量あたりの S-BOD 溶出量を S-BOD 溶出率としてアルカリ可溶化工程を図 2-8 に比較した。S-BOD 溶出率はアルカリ剤処理槽で 50.5～92.8%、滞留槽で 50.3～94.9%であり、RUN1-1 のみ高いが、アルカリ剤処理槽と滞留槽では大きな差は無かった。

c. 酢酸溶出率

アルカリ剤処理による溶解性 BOD 成分の低分子化の指標として酢酸溶出率を図 2-9 に比較した。酢酸溶出率はアルカリ剤処理槽で 1.8～10.1%であったのに対し、滞留槽では 17.8～34.6%であり、アルカリ剤処理槽よりも数倍は高いことから、滞留槽においてより溶解性 BOD 成分の低分子化・酢酸生成効果が確認できた。

また RUN1-1 から RUN1-4 に移行するに従い、酢酸溶出率は低下していく傾向にあった。これはアルカリ可溶化工程での液温低下が、溶解性有機物の低分子化速度を抑制したものと考えられる。

(4) 運転結果

① 汚泥発生量

余剰汚泥として返送汚泥槽から引き抜かれる余剰汚泥発生量を、引抜量 (m³/日) × 膜分離原水槽 MLSS 濃度 (mg/L) から算出し、硝化脱窒素槽に投入される分離液の SS 量あたりの発生量 (余剰汚泥発生率) を求め、図 2-10 と表 2-5 に示した。

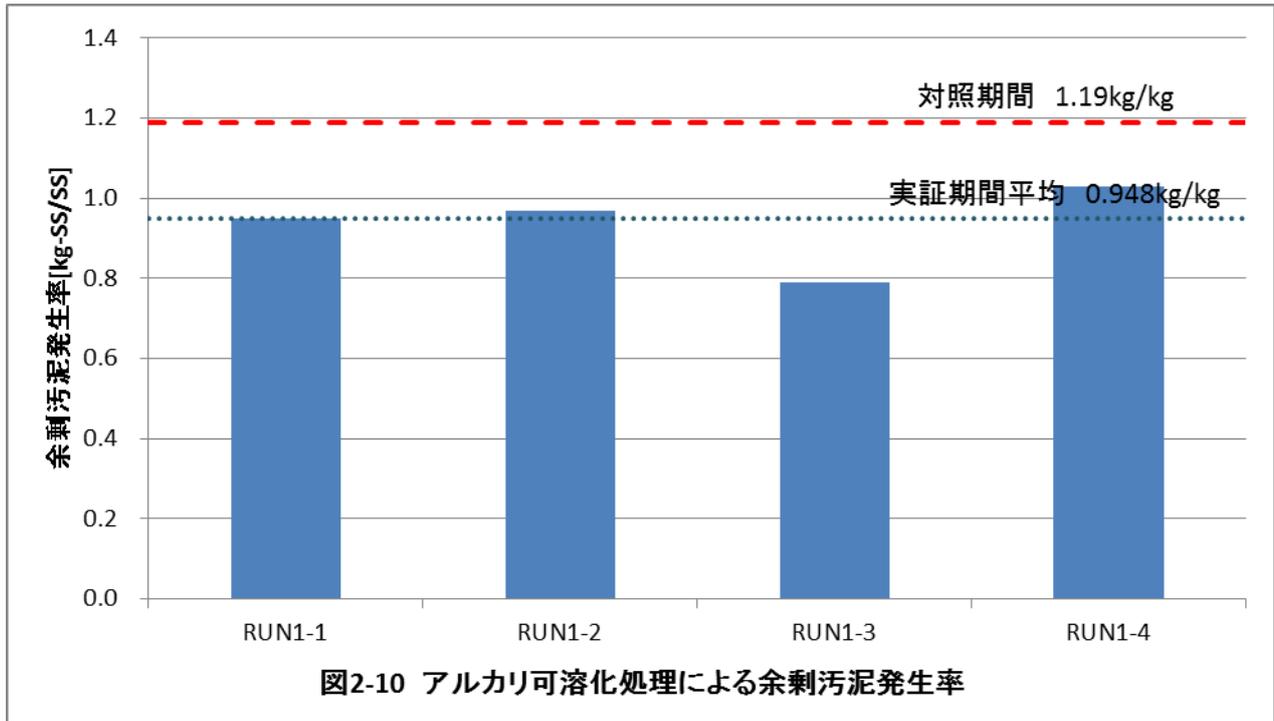


表2-5 余剰汚泥発生率

集計期間	分離液投入SS量	余剰汚泥引抜量	余剰汚泥発生率	対照期間との比較
	kg-SS/日	kg-SS/日	kg-SS/SS	
対照	35.9	42.8	1.19	-
RUN1-1	48.9	46.3	0.95	79.8%
RUN1-2	58.9	57.1	0.97	81.5%
RUN1-3	28.8	22.7	0.79	66.4%
RUN1-4	56.3	58.0	1.03	86.6%
実証期間	69.1	65.5	0.948	20.5%

余剰汚泥発生率は対照期間の66.4～86.6%となっている。

対照期間に対する余剰汚泥削減率はRUN毎で13.4～33.6%、実証期間167日間の平均で20.5%であった。

アルカリ可溶化の処理量をRUN1-1からRUN1-4にかけて増加させた試験を行っているが、

RUN1-3を除き余剰汚泥発生率に傾向は見られなかった。これは、各RUNの実施期間が2～3ヶ月と短く、個別には汚泥発生量の傾向を確認しにくいためであり、長期的な余剰汚泥削減率は全期間平均の20.5%を目安に想定できる。

RUN1-3は滞留槽の滞留時間を短縮しているが、余剰汚泥発生率は減少しており、汚泥発生量の削減を目的とする場合は、アルカリ可溶化処理設備の滞留時間削減も検討可能と考えられる。

② メタノール使用量

メタノール使用実績を図 2-11、2-12 と表 2-6 に示す。

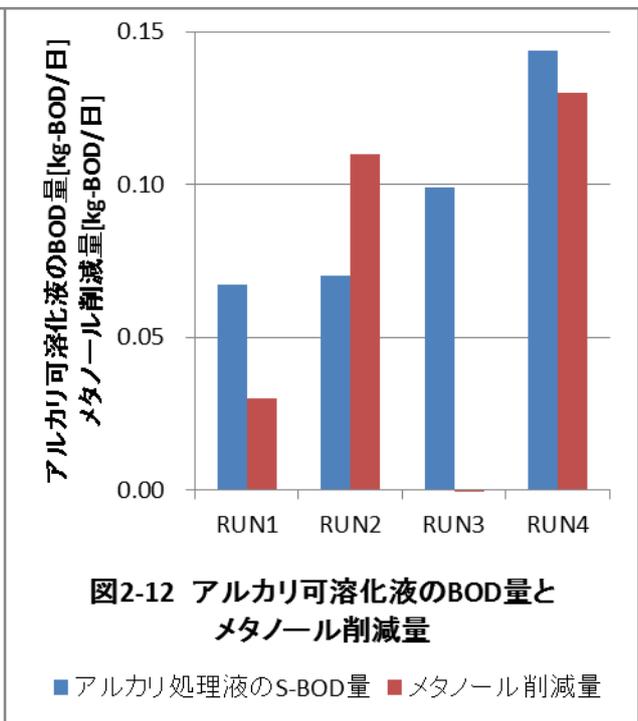
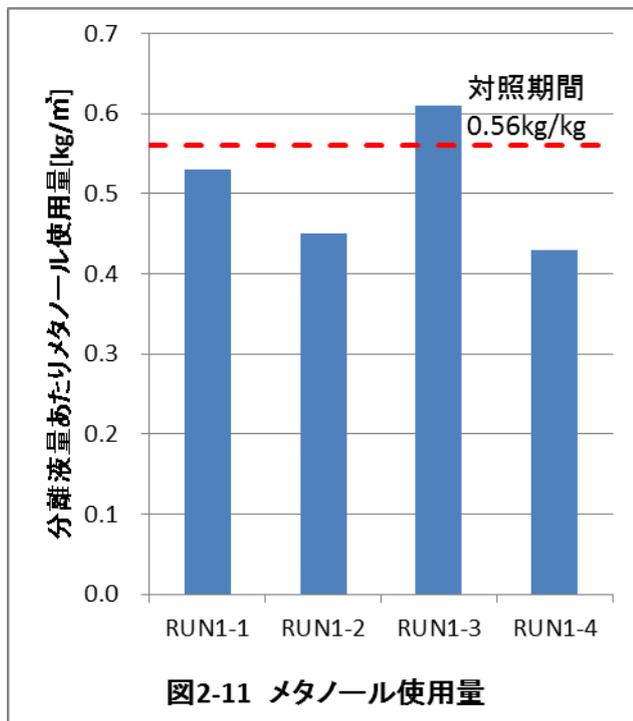


表2-6 メタノール使用実績

	分離液		硝化脱窒素 槽硝酸性 窒素濃度	メタノール使用量			アルカリ可溶化液		
	C/N 比	投入量		日量	分離液量当り		S-BOD 濃度	供給 流量	S-BOD 負荷量
	—	m ³ /日	mg/L		kg/日	使用量			
対照	1.4	21.0	12.3	11.7	0.56	—	—	—	—
RUN1-1	1.9	22.5	11.8	11.9	0.53	5.4%	1,400	1.1	0.07
RUN1-2	2.2	24.0	11.6	10.8	0.45	19.6%	852	2.0	0.07
RUN1-3	2.5	21.2	17.9	12.9	0.61	▲9%	709	3.0	0.10
RUN1-4	2.7	24.1	10.5	10.3	0.43	23.2%	1,162	3.0	0.14

メタノールは主に硝化脱窒素槽の硝酸性窒素濃度から膜分離原水槽への注入量を定めている。各 RUN の硝化脱窒素槽の硝酸性窒素濃度は、10.5～17.9mg/L となっている。

分離液量あたりのメタノール使用量は対照期間と比較して RUN1-1 で 5.4%、RUN1-2 で 19.6%、RUN1-4 で 23.2%削減できた。また滞留時間が設計条件よりも短い RUN1-3 では 9%増加しており、可溶化効果が見られなかった。RUN1-3 の C/N 比は対照期間に比べ高くなっているが、表 2-4 に示すように、アルカリ可溶化処理液の酢酸濃度が低く、溶解性有機物の低分子化が不十分であったことにより、メタノール使用量を削減することができなかったものと推測される。

アルカリ可溶化液の BOD 量は分離液量あたり 0.07～0.14kg-BOD/m³であり、RUN1-3 を除けばメタノール使用量の減少量とアルカリ可溶化液の BOD 負荷量が近似する傾向を想定していたが、今回の試験結果では明確な関連性は確認できなかった。

③ リン溶出量

アルカリ可溶化処理前後における各 RUN の膜原水槽、アルカリ剤処理槽、滞留槽の形態別リン濃度を図 2-13 に示す。また、滞留槽の形態別リンの分析結果は表 2-7 のとおりである。

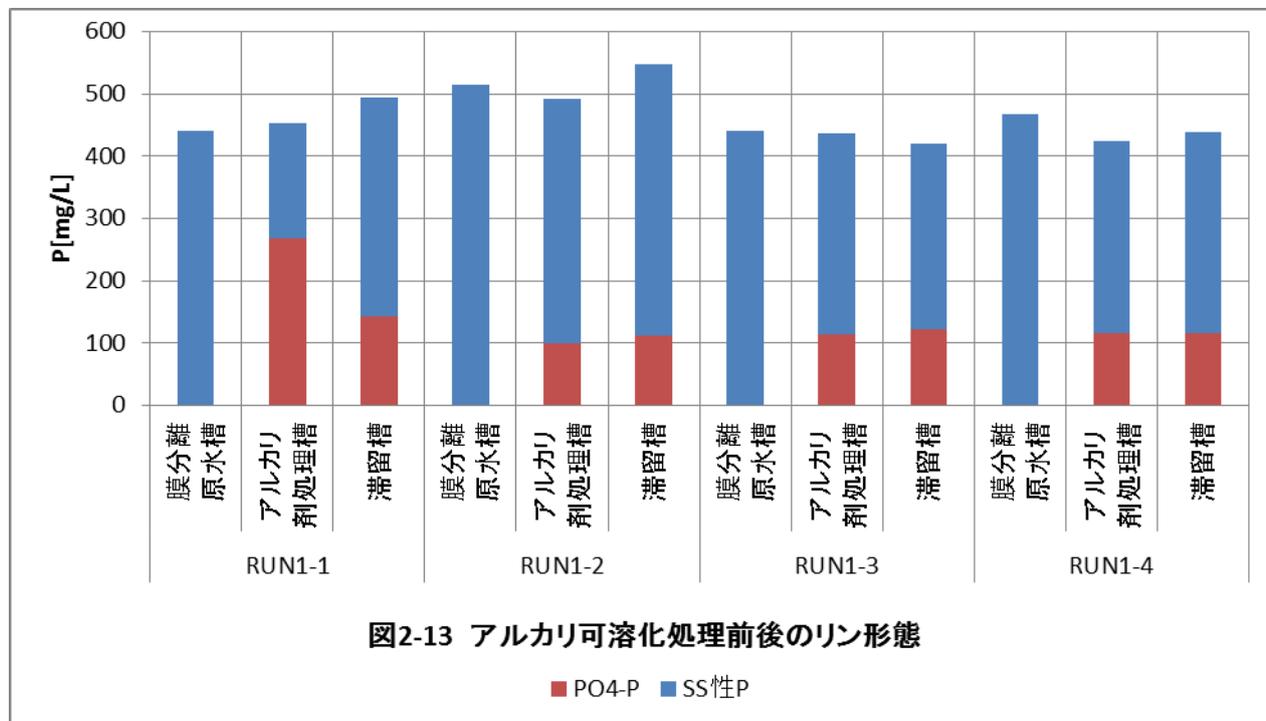


表2-7 アルカリ可溶化によるリン溶出効果

項目		RUN1-1	RUN1-2	RUN1-3	RUN1-4
T-P	mg/L	495	499	431	448
PO ₄ -P	mg/L	143	113	122	117
PO ₄ -P/T-P比	%	28.8	22.6	28.4	26.0
リン溶出量	kg/日	0.15	0.22	0.36	0.35
対分離液比	%	10.2	11.9	43.0	20.1

本施設は前凝集を行う浄化槽対応方式のため、アルカリ可溶化処理前の膜分離原水槽ではPO₄-P濃度はほとんど無く、ほぼ全てSSに含まれていた。滞留槽ではT-Pのうちの22.6～28.8%前後がPO₄-Pとして溶出し、PO₄-P濃度は113～143mg/Lとなった。

④ 処理水質に及ぼす影響

本実証試験による処理水質に及ぼす影響について評価するため、各工程の水質を表 2-8 に示す。

表2-8 工程別処理水

工程	項目	設計条件	実績平均値	実績値			
				RUN1-1	RUN1-2	RUN1-3	RUN1-4
分離液	p H	6.0~8.0	7.51	7.93	7.63	7.33	7.26
	BOD mg/L	1,907	1,054	883	987	1,114	1,200
	COD mg/L	1,246	1,059	1,088	1,313	813	1,024
	SS mg/L	2,908	2,232	2,136	2,926	1,360	2,394
	NH ₄ -N mg/L	554	317	343	289	339	306
	T-P mg/L	108	63.0	67.0	78.1	39.6	71.6
硝化脱窒素槽液	p H	-	6.83	6.83	6.70	6.66	6.82
	S-COD mg/L	-	54.2	58.2	47.1	56.8	56.6
	MLSS mg/L	12,000	13,043	12,795	13,847	12,100	13,246
	S-T-N mg/L	-	14.6	12.0	12.0	20.0	12.6
	PO ₄ -P mg/L	-	0.20	0.22	0.19	0.22	0.15
膜透過液	p H	6.0~8.0	7.34	7.38	7.36	7.34	7.28
	BOD mg/L	10以下	2.98	2.28	2.10	4.54	2.60
	COD mg/L	75以下	30.2	28.2	26.1	34.5	31.0
	SS mg/L	10以下	-	-	-	-	-
	S-T-N mg/L	15以下	0.58	0.19	0.30	0.47	1.46
	T-P mg/L	1以下	0.26	0.22	0.22	0.31	0.25
	色度 度	340以下	64.3	61.5	56.1	75.0	63.2
活性炭処理水	p H	6.0~8.0	7.66	7.73	7.59	7.77	7.56
	BOD mg/L	10以下	-	-	-	-	-
	COD mg/L	10以下	6.00	3.25	6.73	4.94	8.68
	SS mg/L	10以下	-	-	-	-	-
	T-N mg/L	10以下	0.22	0.34	0.19	0.23	0.17
	T-P mg/L	1以下	0.20	0.31	0.14	0.25	0.16
	色度 度	30以下	12.4	7.50	12.3	10.6	19.2

RUN1-1 から RUN1-4 に移行してアルカリ可溶化処理量が増加するに伴い処理液による負荷が増加するため、膜透過液の水質が若干上昇する傾向にあるが、膜透過液および放流水の水質は全て設計条件を満足しており、水処理の機能は安定して発揮されている。

⑤ 膜分離性能に及ぼす影響

実証試験実施期間中の膜分離装置の運転状況と、膜分離原水槽液の粘度およびろ紙ろ過量を表 2-9 に示す。

表2-9 膜分離装置の運転状況

項目	単位	実績平均値	RUN1-1	RUN1-2	RUN1-3	RUN1-4
フラックス	m/日	0.26	0.27	0.27	0.25	0.27
膜差圧	kPa	-16.3	-16.8	-16.5	-16.0	-16.0
液温	℃	27.9	32.6	31.6	24.3	22.7
MLSS	mg/L	15,200	14,500	16,400	14,100	15,700
粘度	mPa・s	56.3	16.2	44.3	63.0	76.0
ろ紙ろ過量	ml/5分	14.3	15.9	16.3	13.1	10.7

RUN1-1 から RUN1-4 に移行するに従い、膜分離原水槽液の粘度は上昇し、ろ紙ろ過量は減少する傾向にあったが、実際のフラックスおよび膜差圧には影響が見られなかった。

この間液温は低下する傾向にあったが、MLSS 濃度はほぼ同程度であり、アルカリ可溶化処理液の影響は実際の膜分離装置の運転には支障がない程度にあったものと思われる。

⑥ 汚泥の脱水性に及ぼす影響

実証試験期間中の汚泥脱水機の運転状況と脱水汚泥の含水率を表 2-10 に示す。

表2-10 汚泥脱水機の運転状況

項目		実績平均値	RUN1-1	RUN1-2	RUN1-3	RUN1-4
供給汚泥量	m ³ /h	2.9	2.9	2.9	2.9	2.9
供給汚泥濃度	mg/L	10,700	9,500	10,400	9,600	13,300
ホリ鉄注入率	%Fe対SS	20.2%	16.3%	15.1%	32.5%	13.0%
調質剤注入率	%対SS	1.1%	1.2%	1.0%	1.2%	1.1%
脱水汚泥含水率	%	84.0%	82.9%	83.4%	84.4%	85.0%

RUN1-1 から RUN1-4 に移行するに従い、脱水汚泥含水率は上昇する傾向にある。しかし、調質剤注入率は設計値よりも低く、脱水汚泥含水率は調査期間前の変動範囲内（82.1～85.5%）に収まっているため、アルカリ可溶化処理による影響とまでは言えない。

⑦ 臭気対策

滞留槽液は高pHでアンモニア性窒素を含むため、アンモニア等の臭気濃度が高い。実施設では密閉構造とし、脱臭ダクトを接続して脱臭ファンにより臭気捕集及び高濃度臭気として脱臭装置による脱臭処理を行う必要がある。

表2-11 アルカリ可溶化装置の捕集臭気濃度と本施設への負荷

測定ガス名	採取場所	アルカリ剤処理槽 出口	滞留槽 出口	本施設高濃度 臭気設計値比
アンモニア	volppm	0.9	36	1.0%
メチルメルカプタン	volppm	<0.002	0.011	0.02%
硫化水素	volppm	<0.002	0.08	0.00%
硫化メチル	volppm	<0.01	0.01	0.04%
二硫化メチル	volppm	<0.009	<0.009	0.37%
トリメチルアミン	volppm	<0.005	0.12	-
アセトアルデヒド	volppm	0.005	0.006	-
プロピオン酸	volppm	<0.03	<0.03	-
ノルマル酪酸	volppm	<0.001	<0.001	-
イソ吉草酸	volppm	<0.001	<0.001	-
ノルマル吉草酸	volppm	<0.0009	<0.0009	-
臭気濃度	-	55	2,300	-
脱臭空気量	m ³ /分	0.13	0.17	1.5%

3. 高度リン回収技術実証（平成 24 年度）の詳細

(1) 実証施設の概要

高度リン回収技術の実証試験フロー図を図 3-1 に示す。

既設処理施設の膜分離硝化脱窒素処理設備の処理水を貯留しているリン回収原水槽からリン回収原水を移送し、脱炭酸塔で炭酸イオンを除いた後、従来法よりも晶析物の流動性と固液分離性を改善した浮遊法晶析槽と、より低濃度のリン濃度を晶析できる固定床晶析槽でHAPとして回収し、固定床晶析槽処理水の T-P 濃度 1mg/L 以下となる処理条件を確立する。また活性炭吸着塔への負荷増加量を確認するために、活性炭吸着塔による COD および色度除去性能を検証する。

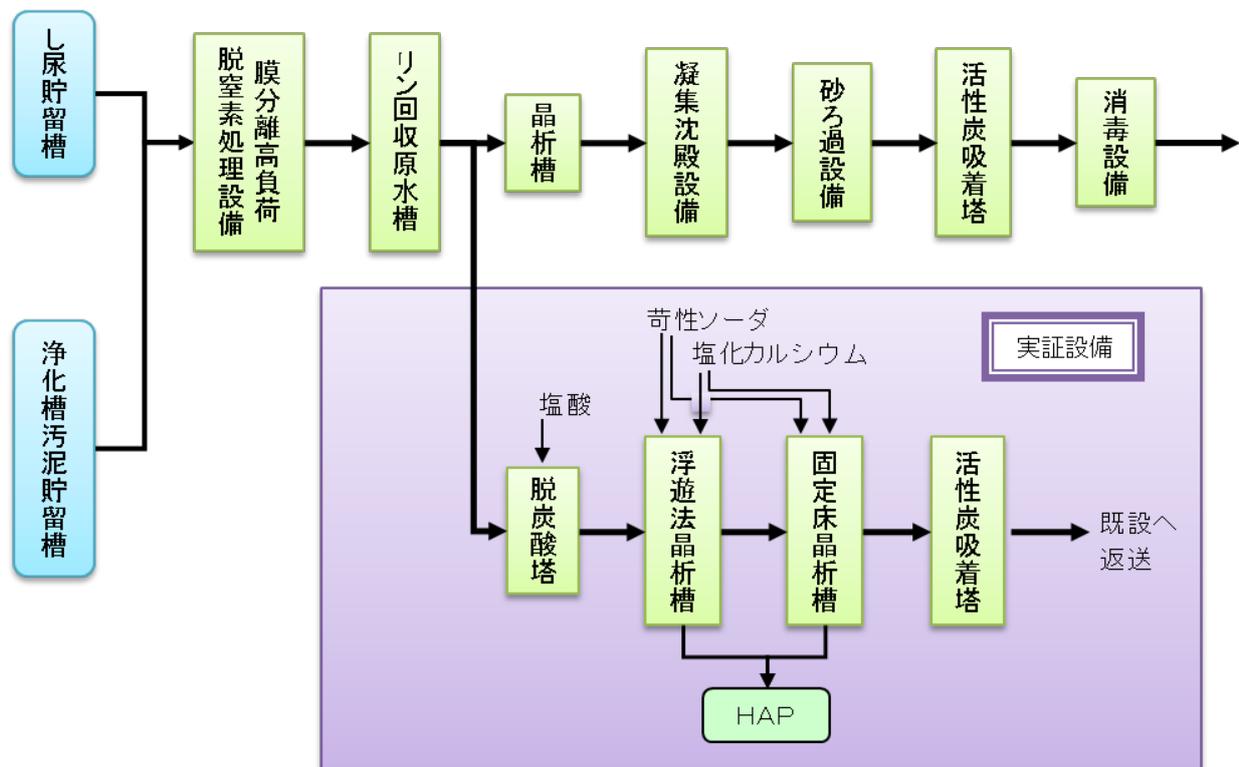


図 3-1 高度リン回収技術実証試験のフロー図

- ① 実証設備を設置する場所
 設置場所：仙北市汚泥再生処理センター（秋田県仙北市）
 計画処理能力：60kL/日（し尿 35kL/日、浄化槽汚泥 17kL/日、農林集排汚泥 8kL/日）
 主処理方式：膜分離高負荷脱窒素処理
- ② 実証試験設備
 実証設備処理量：2m³/日
 実証設備容量：脱炭酸塔 0.17m³
 浮遊法晶析槽 0.28m³
 浮遊法晶析槽処理水槽 0.17m³

固定床晶析槽	0.2m ³
固定床処理水槽	1.0m ³
中和槽	0.054m ³
活性炭原水槽	0.6m ³
活性炭吸着塔	0.18m ³
活性炭処理水槽	0.2m ³
洗浄排水槽	1.0m ³

試験設備フローシートを図 3-2 に、配置図を図 3-3 に、装置外観を図 3-4 に示した。

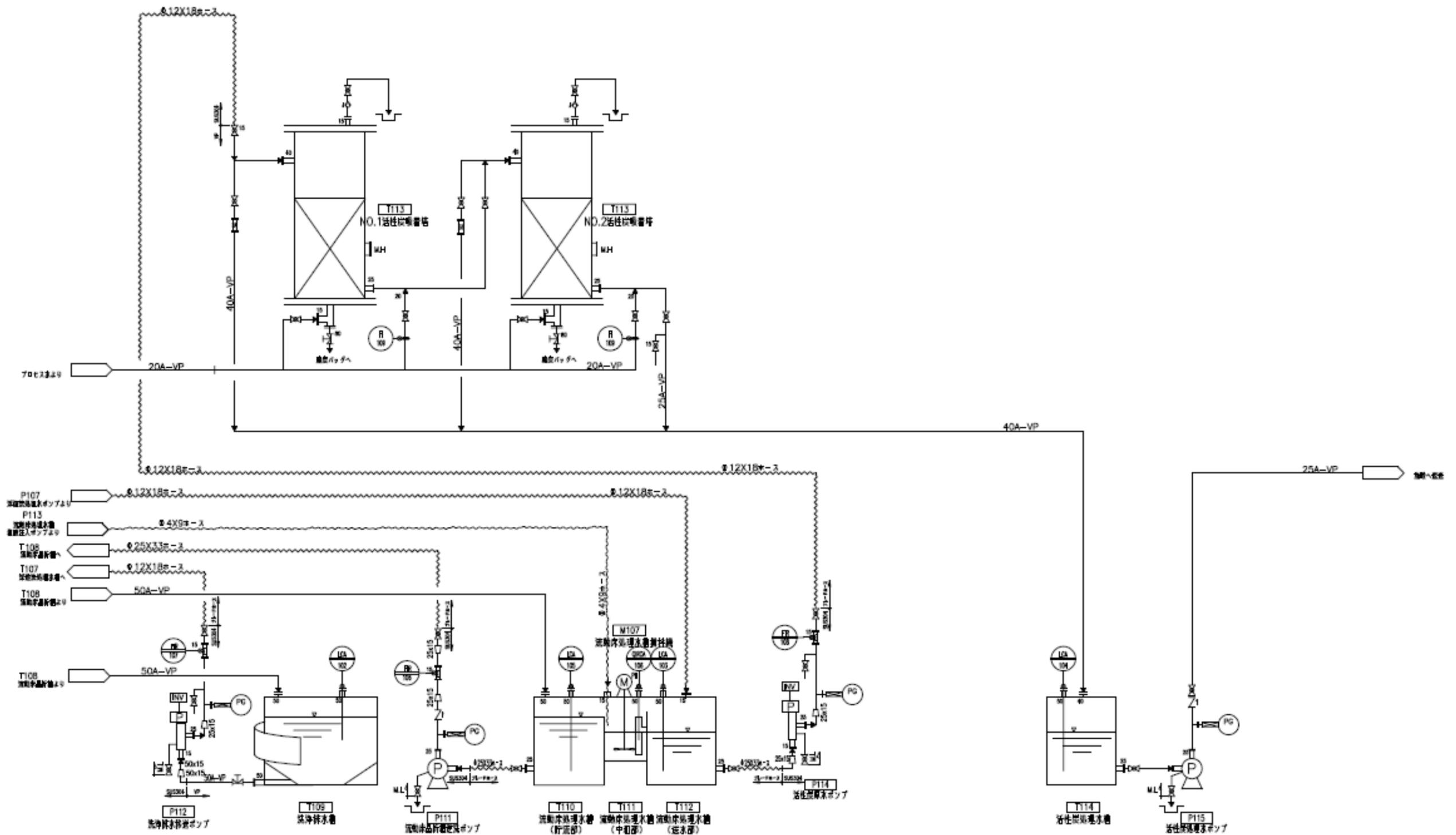


図 3-2 高度リン回収実証試験フローシート (その2)

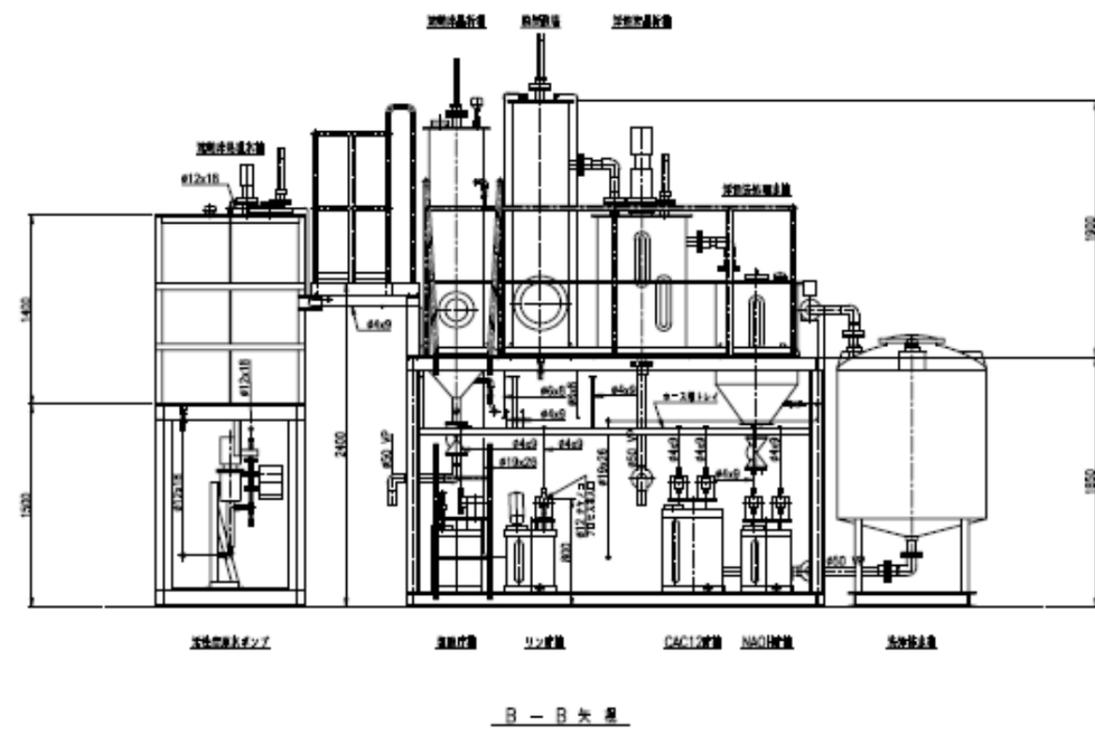
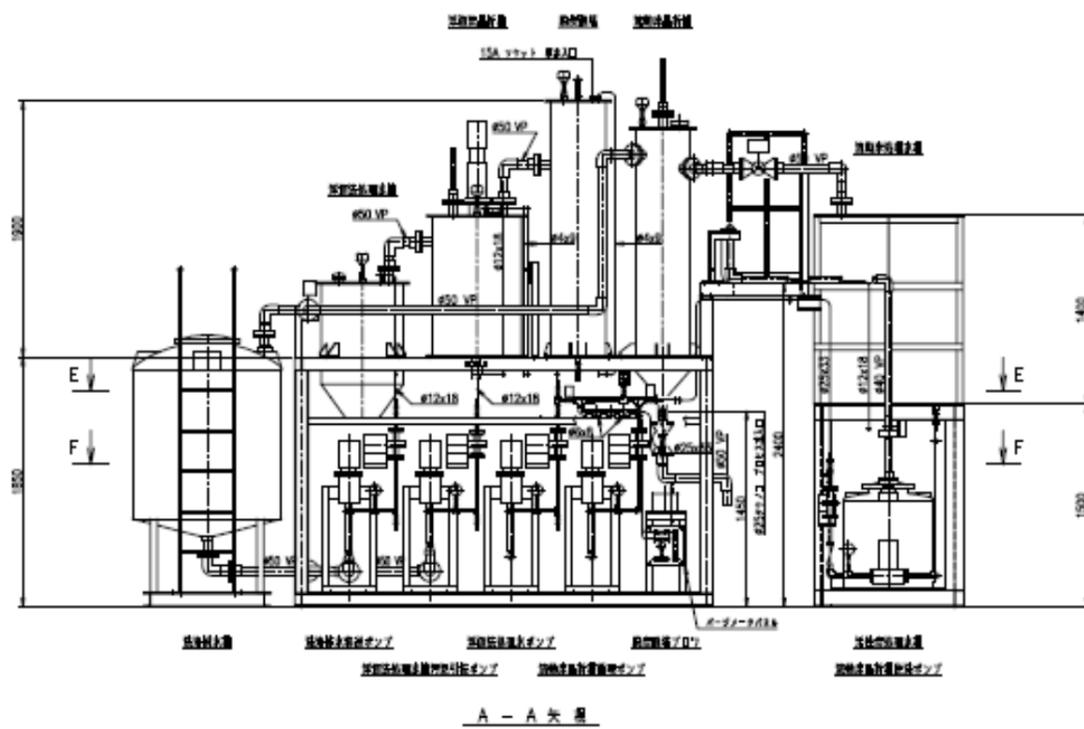
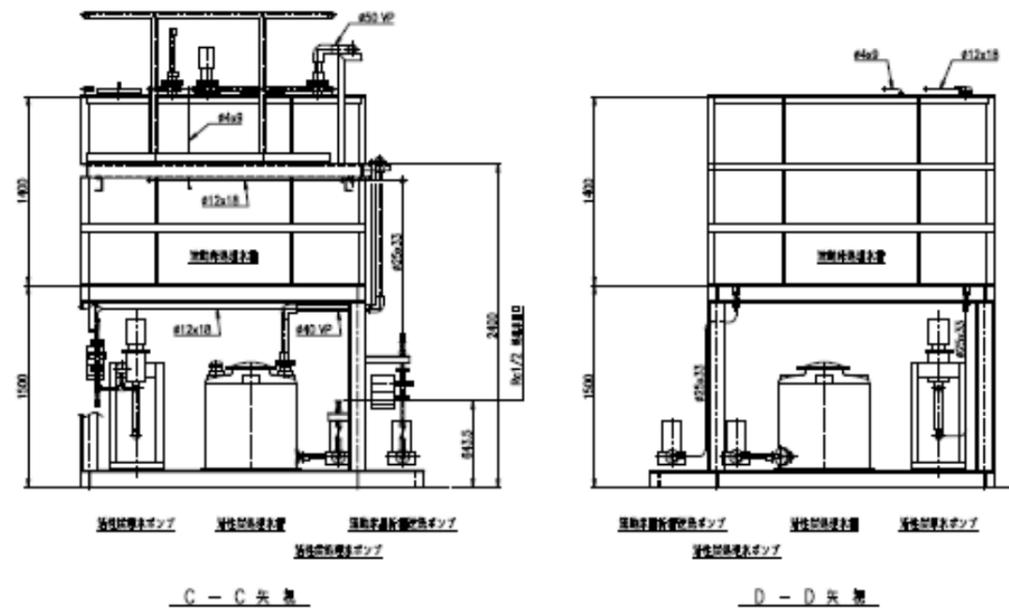
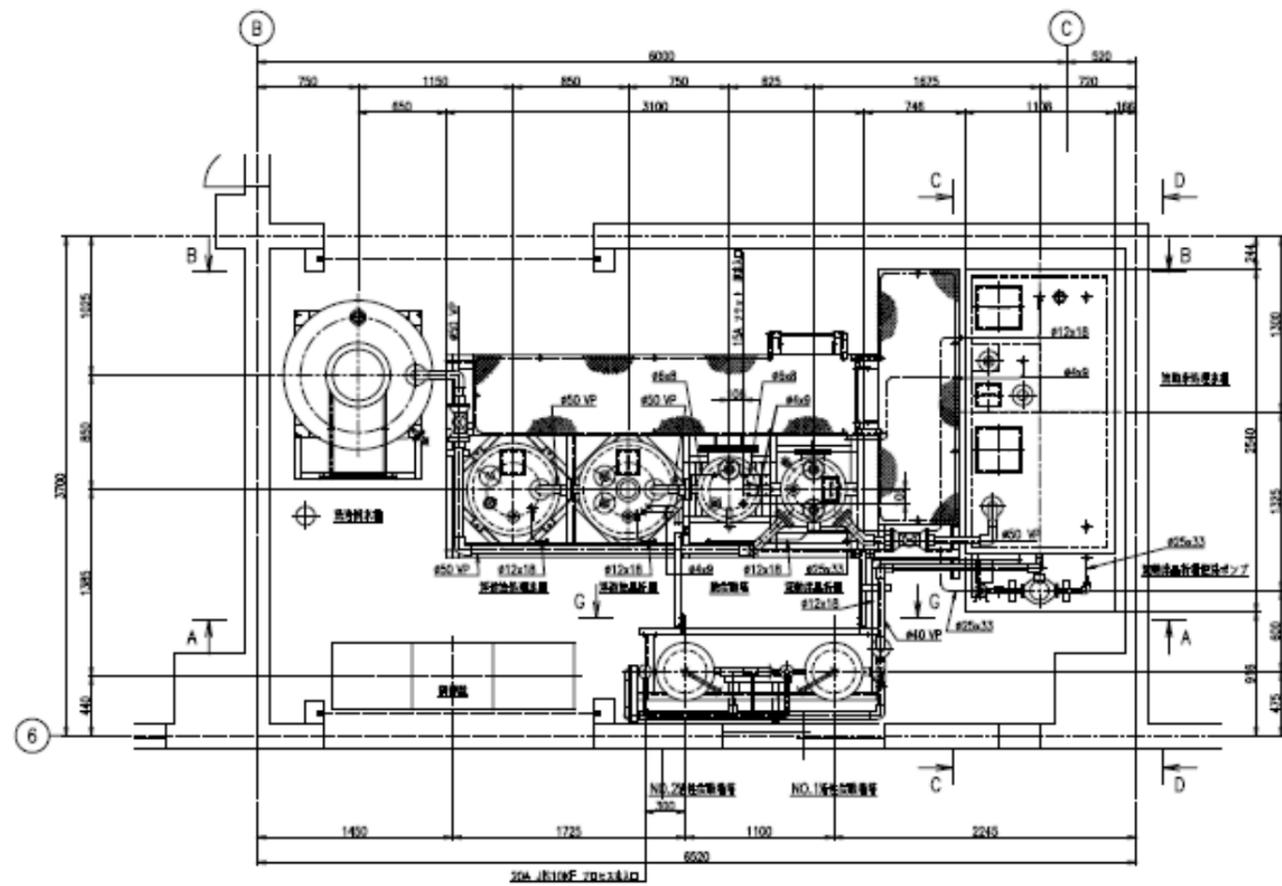


図 3-3 高度リン回収実証装置 配置図



図 3-4 高度リン回収実証試験装置外観

(2) 試験条件

高度リン回収技術実証試験の処理条件を表 3-1 に示す。

表 3-1 高度リン回収実証の処理条件

項目			RUN2-1	RUN2-2	RUN2-3
実施期間			H24/11/09～ 12/19	H25/01/07～ 02/13	H25/02/27～ 03/26
リン回収 原水	流量	m ³ /日	2.0	2.0	2.0
	全リン濃度	mg/L	50 (無調整)	100 (調整)	50 (無調整)
脱炭酸塔	pH	—	4.8	4.8	4.8
	空気量	L/分	6.0	6.0	6.0
浮遊法 晶析槽	pH	—	8.1	8.1	8.1
	カルシウム濃度	mg/L	150	150	150
	水温	°C	30	30	25
固定床 晶析槽	pH	—	8.5	8.5	8.5
	カルシウム濃度	mg/L	— (無調整)	— (無調整)	— (無調整)
	水温	°C	30	30	25

リン回収原水の全リン濃度は、未調整で比較的低濃度のリン回収原水を用いた RUN2-1 および RUN2-3 と、脱炭酸塔にリン酸塩溶液を注入して高濃度条件とした RUN2-2 を実施した。また浮遊法晶析槽および固定床晶析槽の水温は RUN2-1、RUN2-2 では 30°C としたが、RUN2-3 では低水温条件として 25°C で実施した。

(3) 運転状況

① 実証期間中の運転状況

実証期間中の本施設への搬入量および硝化脱窒素槽へのリン投入量は表 3-2 の通り。

表3-2 搬入量および投入物のリン含有量（平均）

集計期間	搬入量			投入液量		全リン濃度		投入物のリン含有量		
	し尿	浄化槽汚泥	農・林集排汚泥	除さ後し尿	除さ後浄化槽汚泥等	除さ後し尿	除さ後浄化槽汚泥等	除さ後し尿	除さ後浄化槽汚泥等	合計
	kL/日	kL/日	kL/日	m ³ /日	m ³ /日	mg/L	mg/L	kg/日	g/日	kg/日
RUN2-1	34.8	18.5	1.6	35.6	17.1	280	100	10	1.7	12
RUN2-2	17.7	14.3	1.8	19.7	19.5	270	140	5.3	2.7	8.0
RUN2-3	30.2	13.5	3.7	22.2	17.6	200	130	4.4	2.3	6.7

本施設の搬入量は時期によって差があり、投入量もその影響を受けて RUN2-1 が 52.7m³/日と RUN2-2、RUN2-3 と比較して 30%程度多かった。除さ後し尿および浄化槽汚泥の全リン濃度にあまり変動はないが、投入量の変動の影響を受け、硝化脱窒素槽への投入物のリン含有量は RUN2-1 が 12kg/日と RUN2-2 の 8.0kg/日、RUN2-3 の 6.7kg/日よりも 60%程度多い結果となった。

次に高度リン回収実証試験装置の運転条件を表 3-3 に示す。

表 3-3 高度リン回収実証の運転条件（平均）

集計期間		設計条件	RUN2-1			RUN2-2			RUN2-3			
			平均	最小	最大	平均	最小	最大	平均	最小	最大	
リン回収原水量	m ³ /日	2.0	1.9	1.8	2.0	1.9	1.8	2.0	2.0	1.7	2.1	
脱炭酸塔	滞留時間	時	2.0	2.2	2.0	2.3	2.2	2.0	2.3	2.1	2.0	2.3
	pH	—	4.8	4.9	4.9	4.9	4.9	4.9	4.9	4.9	4.8	4.9
	空気量	L/分	6.0	5.9	5.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0
	水温	°C	—	25.5	24.0	27.7	18.6	17.7	20.3	19.5	17.3	20.7
浮遊法晶析槽	滞留時間	時	2.6	2.7	2.5	3.2	2.6	2.5	3.2	2.6	2.5	3.0
	pH	—	8.1	8.1	8.1	8.2	8.1	8.1	8.1	8.1	7.9	8.1
	カルシウム濃度	mg/L	150	175	140	260	165	110	280	200	180	230
	SS濃度	g/L	40	52	36	95	45	21	130	28	24	35
	水温	°C	30.0	30.0	30.0	30.0	29.5	24.2	29.9	24.7	21.8	25.0
固定床晶析槽	原水量	m ³ /日	2.6	2.6	2.1	2.7	2.8	2.5	2.9	2.6	2.2	2.7
	空間速度	m ³ /m ³ /日	1.0	0.92	0.89	0.93	0.95	0.92	0.99	0.90	0.88	0.93
	pH	—	8.5	8.6	8.4	8.7	8.5	8.2	8.6	8.4	8.1	8.5
	カルシウム濃度	mg/L	—	140	94.0	180	110	81.0	130	164	140	190
	充填量	L		126	—	—	122	—	—	126	—	—
	水温	°C	30.0	29.9	29.4	30.9	28.5	23.9	29.9	24.9	21.2	25.5
逆洗流量	m ³ /日	0.60	0.58	0.57	0.59	0.60	0.60	0.60	0.59	0.58	0.60	

リン回収原水流量は RUN2-1 及び RUN2-2 の平均値は 1.9m³/日、RUN2-3 は 2.0m³/日であり、設計条件の 2.0m³/日と同程度の流量を処理している。

脱炭酸塔は各 RUN とも pH 範囲が 4.8~4.9、空気量 5.0~6.0L/分で設計条件に近い範囲での曝気処理を行っている。脱炭酸塔の水温はリン回収原水槽から移送される間に低下するため、RUN2-1 の平均値が 25.5℃に対し RUN2-2 は 18.6℃、RUN2-3 は 19.5℃となっている。

浮遊法晶析槽の pH は各 RUN の平均値はどれも 8.1 であった。カルシウム濃度はカルシウム濃度計でカルシウム注入ポンプを制御したが指示値の変動があり、各 RUN の分析結果の平均値は RUN2-1 が 175mg/L、RUN2-2 が 165mg/L、RUN2-3 が 200mg/L であった。SS 濃度は引抜量で調整したが、分析結果の平均値は RUN2-1 が 52g/L、RUN2-2 が 45g/L、RUN2-3 が 28g/L であった。RUN2-1 及び RUN2-2 の水温の平均値は 30.0、29.5℃であり、RUN2-3 平均値は 24.7℃で晶析反応を行っている。

固定床晶析槽の pH は平均値として RUN2-1 は 8.6、RUN2-2 は 8.5、RUN2-3 は 8.4 であり、カルシウム濃度の分析結果の平均は RUN2-1 が 140mg/L、RUN2-2 が 110mg/L、RUN2-3 が 164mg/L であった。HAP 充填量はあまり増減がなく 122~126L、水温の平均値は RUN2-1 及び RUN2-2 は 29.9、28.5℃であり、RUN2-3 は 24.9℃で通水している。

② 脱炭酸効果

脱炭酸塔における炭酸除去効果について、各工程の無機炭素濃度とともに表 3-4 に示す。

表 3-4 各工程の無機炭素濃度 (単位：mg/L)

集計期間 採水場所	RUN2-1			RUN2-2			RUN2-3		
	平均	最小	最大	平均	最小	最大	平均	最小	最大
リン回収原水	44.4	37.0	51.0	30.6	22.0	41.0	31.3	25.0	39.0
脱炭酸塔出口	2.7	2.2	3.1	2.6	2.3	3.2	3.5	2.9	4.4
浮遊法晶析槽処理水	7.9	6.2	9.8	12.5	6.7	24	10.5	7.9	14
固定床晶析槽処理水	7.9	5.2	11.0	12.8	9.1	16.0	11.2	7.8	15.0
活性炭処理水	8.7	6.4	12.0	13.4	10.0	16.0	10.9	8.3	13.0
脱炭酸塔除去率(%)	94.1	93.1	94.9	90.5	89.5	92.1	89.0	87.6	91.5

リン回収原水の無機炭素濃度は 30.6~44.4mg/L であったが、脱炭酸処理により 90%以上が除去されていた。また浮遊法晶析槽以降では pH が高い条件で攪拌などの操作を行っており、浮遊法晶析槽処理水における無機炭素濃度の平均値は RUN2-1 が 7.9mg/L、RUN2-2 が 12.5mg/L、RUN2-3 が 10.5mg/L であり、脱炭酸塔よりもそれぞれ 5.2、9.9、7.0mg/L 上昇していた。固定床晶析槽処理水および活性炭処理水は、無機炭素濃度はほとんど上昇しなかった。

(4) 運転結果

① 高度リン回収の処理水質

RUN2-1～2-3の各工程の全リン濃度を図3-5に、各種水質及びリン回収率を表3-5～7に示す。

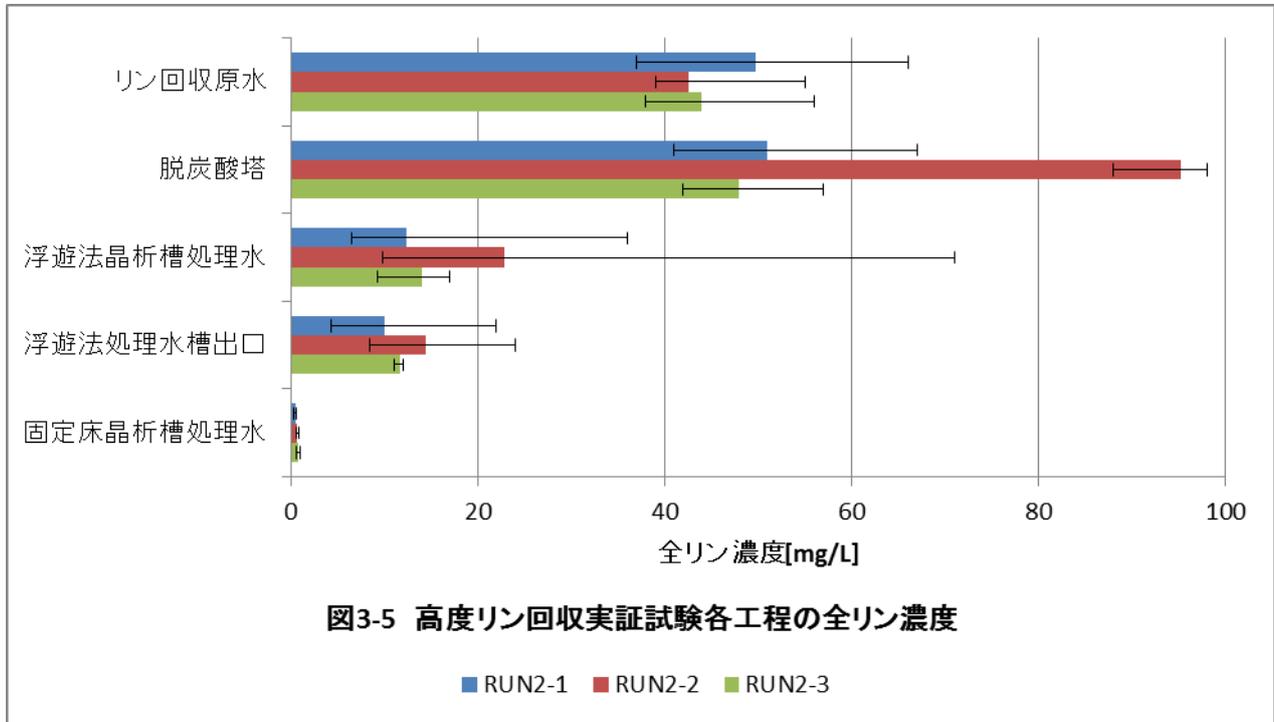


表 3-5 高効率リン回収実証試験の原水および処理水水質 (RUN2-1・その1)

		リン回収原水			脱炭酸塔出口			浮遊法晶析槽処理水		
		平均	最小	最大	平均	最小	最大	平均	最小	最大
流量	m ³ /日	1.9	1.9	2.0	—	—	—	2.2	2.1	2.3
SS	mg/L	—	—	—	—	—	—	24.3	8.00	44.0
全リン	mg/L	49.7	37.0	66.0	51.0	41.0	67.0	10.0	6.50	15.0
リン酸態リン	mg/L	47.8	36.0	59.0	49.2	40.0	61.0	6.30	3.70	9.10
カルシウム	mg/L	51.7	40.0	66.0	52.0	43.0	64.0	167	140	210
リン酸態リン/全リン比	%	96.4	89.4	100	96.8	91.0	100	63.3	39.8	82.7
全リン回収率 (槽前後)	%	—	—	—	—	—	—	78.7	74.9	83.9
全リン回収率 (系全体)	%	—	—	—	—	—	—	—	—	—

表 3-5 高効率リン回収実証試験の原水および処理水水質 (RUN2-1・その2)

		浮遊法処理水槽晶析物返送			浮遊法処理水槽出口			固定床晶析槽処理水		
		平均	最小	最大	平均	最小	最大	平均	最小	最大
流量	m ³ /日	0.24	0.17	0.32	2.6	2.4	2.7	—	—	—
SS	mg/L	98.4	36.0	140	33.8	6	140	1未満	1未満	1未満
全リン	mg/L	17.2	9.80	25.0	10.0	4.3	22	0.43	0.34	0.54
リン酸態リン	mg/L	4.82	2.80	6.90	4.7	2.5	7.5	0.30	0.16	0.45
カルシウム	mg/L	196	170	230	178	140	220	140	94.0	180
リン酸態リン/全リン比	%	31.3	17.5	57.5	60.9	11.4	90.4	69.0	42.1	83.3
全リン回収率 (槽前後)	%	—	—	—	—	—	—	94.0	87.9	98.3
全リン回収率 (系全体)	%	—	—	—	—	—	—	99.1	98.5	99.4

表 3-6 高効率リン回収実証試験の原水および処理水水質 (RUN2-2・その1)

		リン回収原水			脱炭酸塔出口			浮遊法晶析槽処理水		
		平均	最小	最大	平均	最小	最大	平均	最小	最大
流量	m ³ /日	1.9	1.8	2.0	—	—	—	2.2	2.1	2.3
SS	mg/L	—	—	—	—	—	—	55.9	6.00	220
全リン	mg/L	42.5	39.0	55.0	95.2	88.0	98.0	17.5	9.80	42.0
リン酸態リン	mg/L	40.0	38.0	45.0	94.2	88.0	98.0	7.79	4.70	11.0
カルシウム	mg/L	66.6	59.0	74.0	65.4	55.0	72.0	152	110	230
リン酸態リン/全リン比	%	95.1	69.1	100	95.1	69.1	100	53.2	13.6	79.6
全リン回収率 (槽前後)	%	—	—	—	—	—	—	79.7	57.8	88.2
全リン回収率 (系全体)	%	—	—	—	—	—	—	—	—	—

表 3-6 高効率リン回収実証試験の原水および処理水水質 (RUN2-2・その2)

		浮遊法処理水槽晶析物返送			浮遊法処理水槽出口			固定床晶析槽処理水		
		平均	最小	最大	平均	最小	最大	平均	最小	最大
流量	m ³ /日	0.29	0.25	0.31	2.7	2.5	2.9	—	—	—
SS	mg/L	149.4	6.0	650	47.0	4	110	1未満	1未満	1未満
全リン	mg/L	30.5	7.40	110.0	14.5	8.40	24.0	0.63	0.56	0.78
リン酸態リン	mg/L	5.82	4.30	8.80	5.84	3.80	9.00	0.55	0.47	0.66
カルシウム	mg/L	180.0	110	350	146	110	190	110	81.0	130
リン酸態リン/全リン比	%	48.0	4.6	73.3	49.1	15.8	81.8	87.0	82.4	93.8
全リン回収率 (槽前後)	%	—	—	—	—	—	—	95.1	92.0	96.9
全リン回収率 (系全体)	%	—	—	—	—	—	—	99.3	99.2	99.4

表 3-7 高効率リン回収実証試験の原水および処理水水質 (RUN2-3・その1)

		リン回収原水			脱炭酸塔出口			浮遊法晶析槽処理水		
		平均	最小	最大	平均	最小	最大	平均	最小	最大
流量	m ³ /日	2.0	1.9	2.1	—	—	—	2.3	2.2	2.3
SS	mg/L	—	—	—	—	—	—	51.4	13.0	81.0
全リン	mg/L	44.0	38.0	56.0	49.3	42.0	57.0	14.0	9.30	17.0
リン酸態リン	mg/L	44.0	38.0	56.0	49.0	42.0	56.0	5.20	3.60	6.70
カルシウム	mg/L	67.1	59.0	72.0	71.0	61.0	82.0	200	180	230
リン酸態リン/全リン比	%	100	100	100	99.6	98.2	100	38.9	21.2	52.7
全リン回収率 (槽前後)	%	—	—	—	—	—	—	67.5	55.6	79.6
全リン回収率 (系全体)	%	—	—	—	—	—	—	—	—	—

表 3-7 高効率リン回収実証試験の原水および処理水水質 (RUN2-3・その2)

		浮遊法処理水槽晶析物返送			浮遊法処理水槽出口			固定床晶析槽処理水		
		平均	最小	最大	平均	最小	最大	平均	最小	最大
流量	m ³ /日	0.25	0.25	0.25	2.5	2.4	2.7	—	—	—
SS	mg/L	59.7	30.0	86.0	33.0	30.0	36.0	1未満	1未満	1未満
全リン	mg/L	14.7	11.0	18.0	11.7	11.0	12.0	0.72	0.55	0.96
リン酸態リン	mg/L	5.67	5.50	5.90	5.60	5.40	5.90	0.57	0.36	0.90
カルシウム	mg/L	187	180	190	183	180	190	164	140	190
リン酸態リン/全リン比	%	40.5	31.1	53.6	49.6	49.2	50.0	78.6	52.1	93.8
全リン回収率 (槽前後)	%	—	—	—	—	—	—	94.7	91.3	98.9
全リン回収率 (系全体)	%	—	—	—	—	—	—	98.3	97.5	98.8

ここで、全リン回収率は以下の計算で算出した。

$$\begin{aligned} \text{全リン回収率 (浮遊法晶析槽)} &= \text{浮遊法晶析槽全リン除去量} \div \text{浮遊法晶析槽全リン投入量} \times 100 \\ \text{全リン回収率 (固定床晶析槽)} &= (\text{浮遊法処理水槽全リン濃度} - \text{固定床晶析槽処理水全リン濃度}) \\ &\quad \div \text{浮遊法処理水槽全リン濃度} \times 100 \end{aligned}$$

全リン回収率 (全体)

$$= (\text{リン回収原水全リン濃度} - \text{固定床晶析槽処理水全リン濃度}) \div \text{リン回収原水全リン濃度} \times 100$$

※RUN2 は脱炭酸塔出口全リン濃度から求めた。

$$\begin{aligned} \text{浮遊法晶析槽全リン除去量} &= \text{脱炭酸塔出口全リン濃度} \times \text{リン回収原水流量} \\ &\quad + \text{浮遊法処理水槽晶析物返送全リン濃度} \times \text{浮遊法処理水槽晶析物返送流量} \\ &\quad - \text{浮遊法晶析槽処理水全リン濃度} \times \text{浮遊法晶析槽処理水量} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{浮遊法晶析槽全リン投入量} &= \text{脱炭酸塔出口全リン濃度} \times \text{リン回収原水流量} \\ &\quad + \text{浮遊法処理水槽晶析物返送全リン濃度} \times \text{浮遊法処理水槽晶析物返送流量} \end{aligned}$$

$$\text{浮遊法晶析槽処理水量} = \text{リン回収原水流量} + \text{浮遊法処理水槽晶析物返送流量}$$

RUN2-1（原水全リン濃度 49.7mg/L、液温 30℃）、RUN2-2（原水全リン濃度 95.2mg/L、液温 30℃）、RUN2-3（原水全リン濃度 44.0mg/L、液温 25℃）のいずれにおいても、固定床晶析槽処理水の全リン濃度は 1mg/L 以下で、目標水質を達成した。

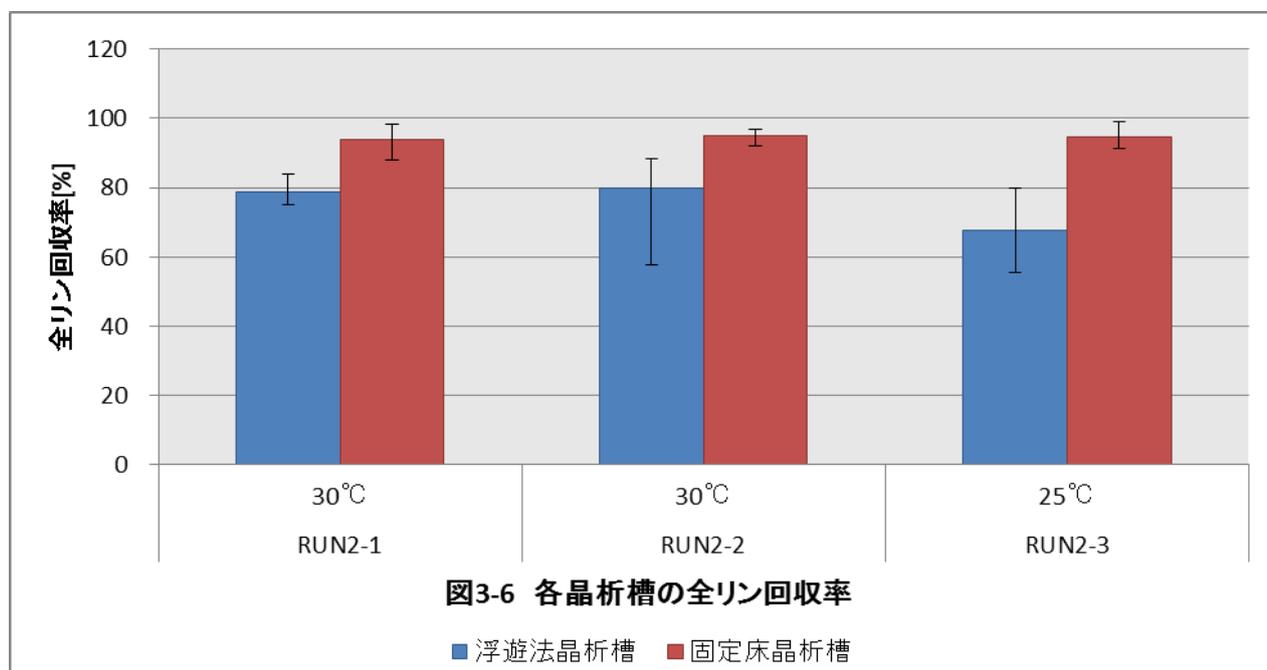
RUN2-3 については水温低下によって浮遊法晶析槽の全リン回収率が 67.5%と低かったものの、固定床晶析槽における回収率が高く、固定床晶析槽処理水の全リン濃度は 1mg/L となった。

固定床晶析槽には全リン濃度として RUN2-1 で 10.0mg/L、RUN2-2 で 14.5mg/L、RUN2-3 で 11.7mg/L（うちリン酸態リンは全リンの 60.9%、49.1%、49.6%）が流入し、固定床晶析槽内での H A P 結晶の成長および微細 H A P が析出してろ床へ捕捉されて除去されていた。

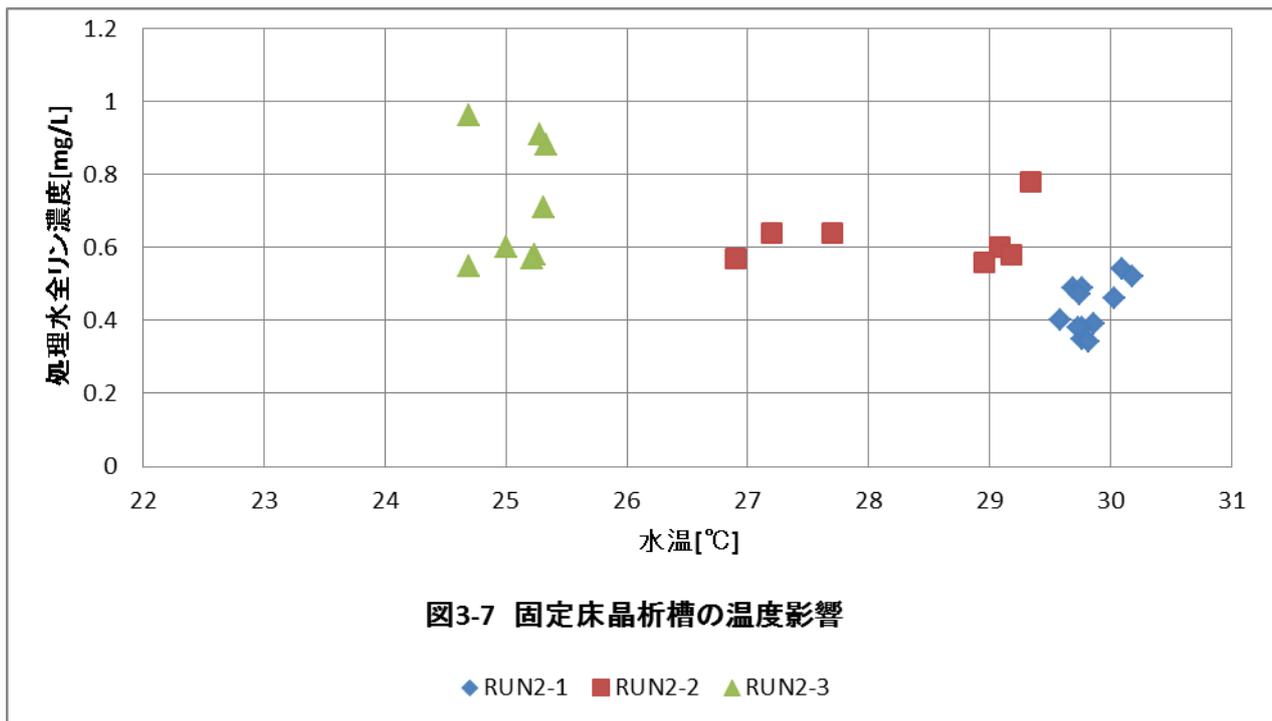
固定床晶析槽処理水の SS 濃度も各 RUN とも 1mg/L 以下であるため、凝集沈殿および砂ろ過工程を省略し、活性炭吸着工程にて処理することができる。

② 水温の影響

水温がリン回収率へ及ぼす影響として、各 RUN の浮遊法晶析槽及び固定床晶析槽の全リン回収率を図 3-6 に示す。浮遊法晶析槽について、水温 30℃の RUN2-1 と、25℃の RUN2-3 を全リン回収率で比較したところ、RUN2-1 の平均が 78.7%に対し RUN2-3 は 67.5%であった。浮遊法晶析槽処理水のリン酸態リン濃度は RUN2-1 の期間平均で 6.3mg/L、RUN2-3 で 5.2mg/L であり、RUN2-3 のリン酸態リン濃度は低いことから、SS 由来のリン濃度が上昇していた。このことから、晶析槽の液温が 25℃と低い RUN2-3 では、H A P 結晶の成長速度が遅くなり、微細な H A P 結晶が処理水に流出してリン回収率が低下していたものと思われる。



固定床晶析槽の全リン回収率については、水温による影響が明確には確認できなかったため、固定床晶析槽処理水の全リン濃度と水温の関係を図 3-7 に比較した。



固定床晶析槽の処理水全リン濃度は水温の影響を受け、水温低下によって全リン濃度が高くなった。HAPを生成する晶析反応では、水温が高いほど反応速度が早くなるためと思われる。この傾向から、処理水全リン濃度を1mg/L以下に維持するためには、実証試験で実施した25℃以上に維持されることが好ましいものと思われる。

③ H A P 量の収支

リン収支から求められるリン回収量と、実際に晶析槽から引抜いたH A P 量を図 3-8、表 3-8 に示す。

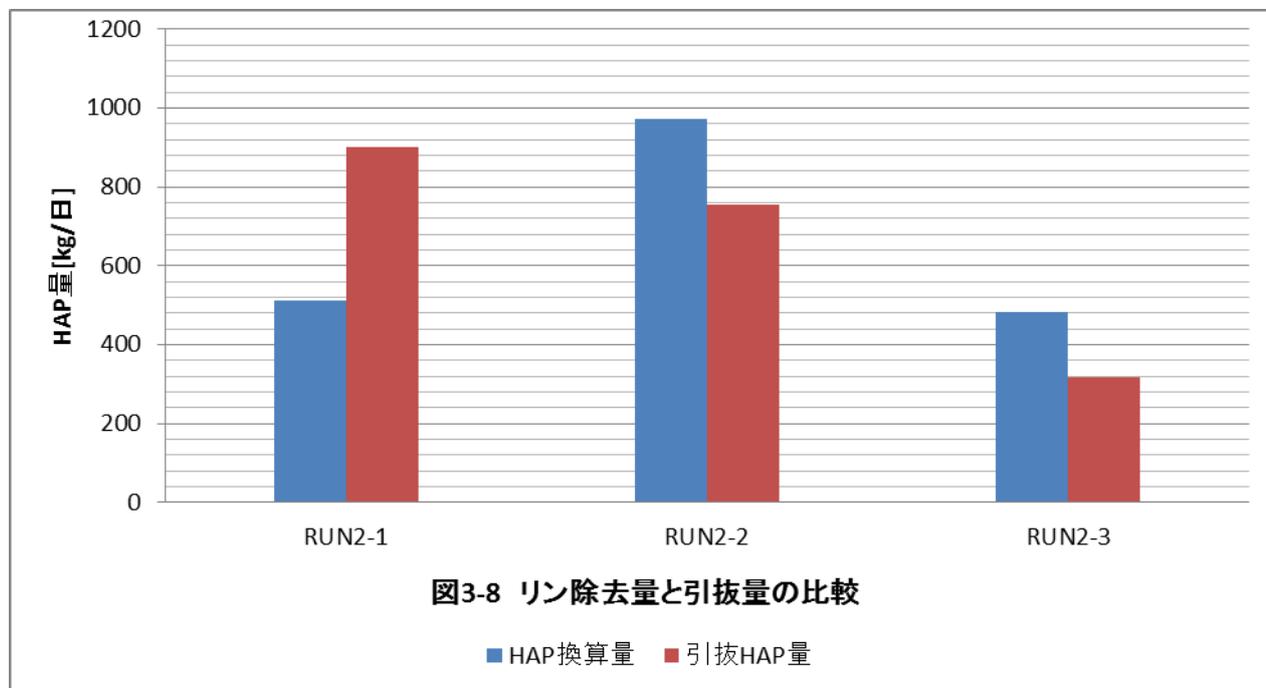


図3-8 リン除去量と引抜量の比較

■ H A P 換算量 ■ 引抜H A P 量

表 3-8 引抜H A P 量

項目	単位	RUN2-1	RUN2-2	RUN2-3
原水全リン量	g-P/日	95.4	183	90.2
処理水全リン量	g-P/日	0.86	2.55	0.67
除去全リン量（原水－処理水）	g-P/日	94.5	180	89.5
H A P 換算量	g-H A P /日	511	973	484
引抜H A P 量	g-H A P /日	900	754	316

※H A P 換算量＝除去全リン量×1005/186

RUN2-1 では 511g-H A P /日 が生成していたとみられるが、実際に引抜いた量はそれより多く 900g-H A P /日 であった。RUN2-2 および RUN2-3 については生成量がそれぞれ 973g-H A P /日 および 484g-H A P /日 に対し、実際に引抜いたH A P 量は 754g-H A P /日 および 316g-H A P /日 と比較的近い値が得られた。リン除去量と引抜H A P 量の差は、浮遊法晶析槽内の SS 濃度として増減したものと思われる。

④ 回収物の性状

浮遊法晶析槽から引抜いたH A Pの性状を表 3-9 に示す。

表 3-9 引き抜きH A Pの性状

項目		RUN2-1		RUN2-2		RUN2-3	理論値	副産リン酸 肥料基準値	参考値
		11月20日	12月19日	1月21日	2月19日	3月19日			
TS	%	38.3	41.5	44	47.6	59			
VS	%	15.3	16.2	13.1	10.1	13			
リン	%(dry)	15.7	15.6	16.1	16	15.1	18.5		
カルシウム	%(dry)	29.8	30.9	30.8	31	30.8	39.9		
H	%(dry)	0.79	1.07	0.91	0.76	0.68	0.2		
C	%(dry)	6.36	5.69	4.17	3.74	4.46			
N	%(dry)	0.63	0.64	0.44	0.36	0.33			
ヒ素	mg/kg (dry)	7.8	6.5	4.5	4.3	2.6		1200 ²⁾	50 ³⁾
	%(く溶性リン酸1%あたり)	0.000023	0.000019	0.000013	0.000012	0.000008		0.004% ¹⁾	
カドミウム	mg/kg (dry)	0.8	0.7	0.6	0.4	0.4		45 ²⁾	5 ³⁾
	%(く溶性リン酸1%あたり)	0.000002	0.000002	0.000002	0.000001	0.000001		0.00015% ¹⁾	
く溶性リン酸	%(dry)	34.5	34.9	35.9	36.4	34.5			
総水銀	mg/kg (dry)	<0.5	<0.5	<0.5	<0.5	<0.5			2 ³⁾
ニッケル	mg/kg (dry)	53	44	19	11	70			300 ³⁾
総クロム	mg/kg (dry)	250	150	84	5	<5			500 ³⁾
鉛	mg/kg (dry)	2.8	6.7	1.9	1.4	3.1			100 ³⁾
カリウム	mg/kg (dry)	510	1100	800	640	470			
マグネシウム	mg/kg (dry)	4100	4700	5300	5300	5100			
亜鉛	mg/kg (dry)	400	390	280	240	250			
銅	mg/kg (dry)	110	110	88	66	62			
硫青酸化物	%(dry)	<0.05	<0.05	<0.05	<0.05	<0.05			
ピロリト性窒素	%(dry)	<0.05	<0.05	<0.05	<0.05	<0.05			
スルファミン酸	%(dry)	<0.05	<0.05	<0.05	<0.05	<0.05			
可溶性リン酸	%(dry)	17.2	17.9	18.9	19.0	19.6			
水溶性リン酸	%(dry)	0.18	0.15	0.26	0.36	0.13			
全リン酸	%(dry)	36	35.7	36.9	36.6	34.6			

1) 許容量：肥料取締法における普通肥料の副産リン酸肥料で含有を許される最大値
2) く溶性リン酸 30%含有時の換算値
3) 参考値：肥料取締法における工業汚泥肥料、下水汚泥肥料などで含有を許される最大値

肥料取締法の副産リン酸肥料の主要成分であるく溶性リン酸（2%クエン酸に溶出するリン酸の量）はどれも30%以上であった。

またヒ素およびカドミウムの含有率（く溶性リン酸含有率 1.0%に対する値）は、肥料取締法の副産リン酸肥料の許容量 0.004%、0.00015%に対して十分に低い。

他に工業汚泥肥料、下水汚泥肥料などで含有を許される最大値として総水銀 2mg/kg、ニッケル 300mg/kg、クロム 500mg/kg、鉛 100mg/kg と規定されているが、いずれもクリアしている。ニッケルおよびクロムが平成 24 年 11 月 20 日と 12 月 19 日の試料で高くなっているが、これは平成 24 年 9 月後半に脱炭酸塔の酸注入設備に不具合があり、脱炭酸塔壁面の SUS 素材を酸で溶解させてしまったために H A P に取り込まれたものと考えられる。通常はこれらの含有量は非常に低い。

⑤ 回収 H A P の植害試験、肥効試験

RUN2-1 で浮遊法晶析槽から回収した H A P を使い、コマツナの植害試験および肥効試験を実施した。植害試験からは、回収 H A P は植物の生育上の異常症状は認められず、発芽率、草丈、生体重において対象肥料の溶成リン肥と比較して同等または同等以上の成績を示すと判断された。また肥効試験では、同様に生育及び作物体のリン酸含有率と吸収量について、対象肥料の溶成リン肥と比較して同等または同等以上の肥料効果があると判断された。

⑥ 回収 H A P の外観

浮遊法晶析槽内の水深中間部に浮遊する H A P 結晶の顕微鏡写真を図 3-9～3-11 に示す。
（写真のマス目は 200 μ m）

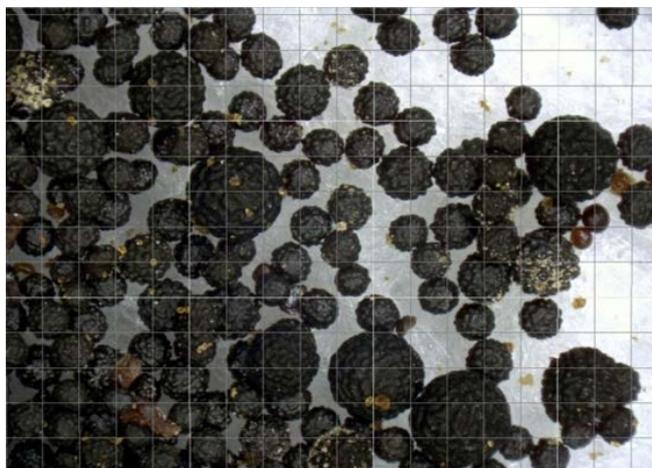


図 3-9 浮遊法晶析槽内 H A P （RUN2-1）



図 3-10 浮遊法晶析槽内 H A P （RUN2-2）

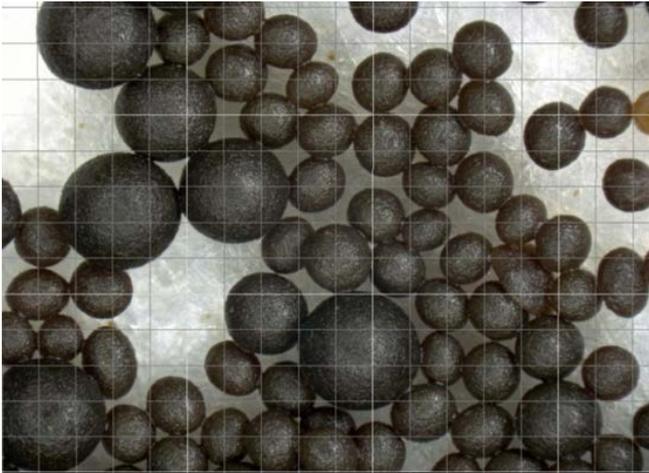


図 3-11 浮遊法晶析槽内H A P (RUN2-3)

純粋なH A Pは白色だが、し尿中の色度成分を吸着して黒褐色の球状結晶が確認できる。約 $200\mu\text{m}$ ~ $600\mu\text{m}$ の粒径のH A P結晶が晶析槽内を浮遊し、運転継続とともに結晶粒径が増加していることが確認できる。

⑦ アルカリ可溶化によるSS可溶化率とリン溶出量

高度リン回収技術の実証試験場所である仙北市汚泥再生処理センターの余剰汚泥を用いたアルカリ可溶化の回分処理試験を行い、有機性汚泥比率の高い余剰汚泥を処理対象としたときのSS可溶化率とリン溶出量を求めた。

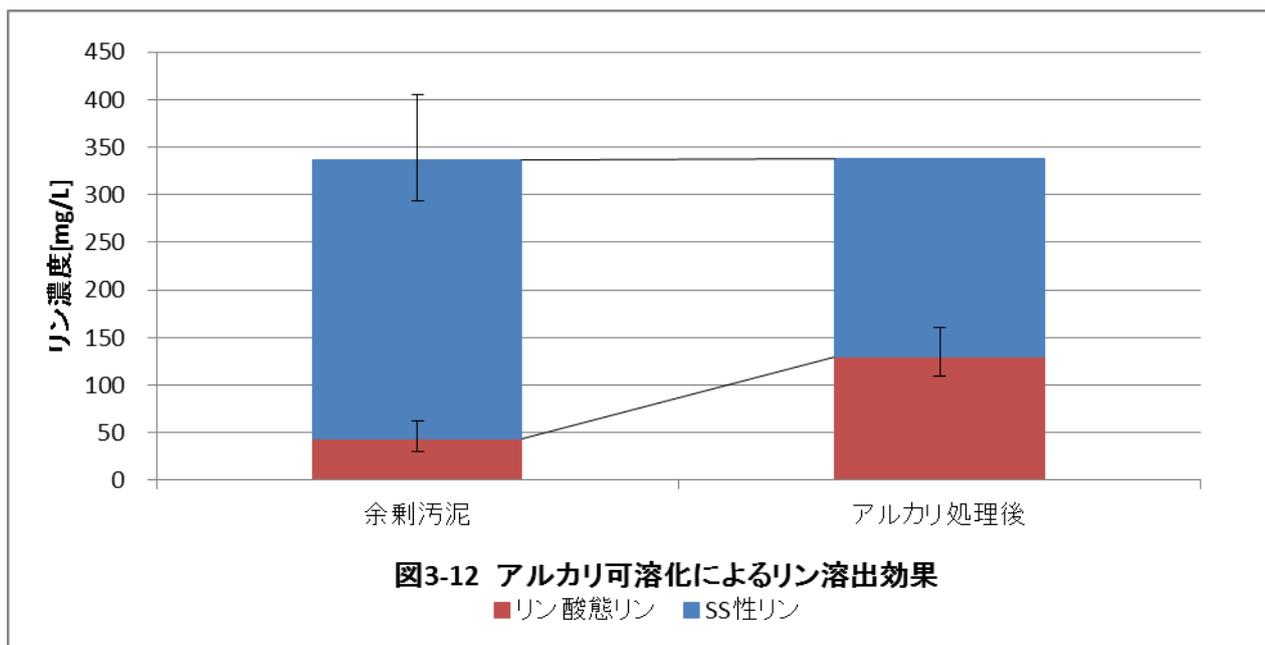
回分処理条件としては、アルカリ剤を $7.2\text{kg}/\text{m}^3$ となるよう添加し、 30°C で 48 時間振盪攪拌したのち、中和して処理液とした。処理前後の汚泥性状を表 3-10 に、リン溶出実証試験の処理後リン形態との比較を図 3-10 に示す。

表 3-10 アルカリ可溶化による汚泥性状変化(平均)

項目	単位	余剰汚泥			アルカリ処理後		
		平均値	最小	最大	平均値	最小	最大
p H	—	6.9	6.6	7.1	10.1	9.0	11.0
S-BOD	mg/L	42	12	71	2,240	1,300	3,600
S-COD	mg/L	144	110	190	1,860	1,700	2,100
SS	mg/L	14,600	13,000	16,000	10,100	8,600	13,000
T-N	mg/L	1,110	950	2,100	—	—	—
NH ₄ -N	mg/L	0.12	0.01	0.46	184	39	290
T - P	mg/L	338	290	420	—	—	—
PO ₄ -P	mg/L	43.4	30.0	62.0	130	110	160
NH ₄ -N/T-N	%	0.01%	0.00%	0.03%	14.0%	4.1%	24.2%
PO ₄ -P/T - P	%	13.3%	12.1%	14.0%	38.5%	32.4%	43.3%
SS 可溶化率	%	—	—	—	30.7%	13.3%	46.3%

SS 可溶化率は平均 30.7%と、平成 23 年度の実証試験結果（10.9～17.3%）を大きく上回った。また溶解性 BOD 濃度も 2,240mg/L と高く、有機性汚泥比率が高いためアルカリ可溶化による汚泥削減および有機物溶出効果が高いことが確認できる。

余剰汚泥の溶解性リン（ $PO_4\text{-P}$ ）は全リンのうち 13.3%であったが、アルカリ処理液は 38.5%まで増加していた。これも平成 23 年度の結果（22.6～28.8%）を大きく上回った。



アルカリ処理液を硝化脱窒素槽へ投入し、BODや窒素、リンの一部は汚泥に転換されるものの、溶出したリンの大部分は溶解性リンのまま生物処理水に残留すると想定される。膜分離高負荷施設にリン溶出技術を適用して余剰汚泥量の 20%を削減できた場合、生物処理水の全リン濃度が 44mg/L から 58mg/L に増加し、二段H A P法の回収対象リンを 30%程度増加させることができる。

⑧ 後段処理への影響

二段HAP法の後続処理では、凝集分離及び砂ろ過工程を省略し、主にCOD及び色度成分を除去するための活性炭吸着処理を行う。実証試験期間における各工程のCOD濃度及び色度の平均値と範囲を表3-11～3-13に示す。

表 3-11 高度リン回収実証試験の各工程の水質 (RUN2-1)

		リン回収原水			浮遊法晶析槽 処理水			浮遊法 処理水槽出口			固定床晶析槽 処理水		
		平均	最小	最大	平均	最小	最大	平均	最小	最大	平均	最小	最大
COD	mg/L	140	110	200	124	95.0	230	111	98	120	98.7	71.0	110
色度	度	451	360	550	263	200	310	—	—	—	224	160	270
COD除去率	%	—	—	—	—	—	—	—	—	—	28.7	20.0	45.0
色度除去率	%	—	—	—	—	—	—	—	—	—	50.3	45.9	61.0

表 3-12 高度リン回収実証試験の各工程の水質 (RUN2-2)

		リン回収原水			浮遊法晶析槽 処理水			浮遊法 処理水槽出口			固定床晶析槽 処理水		
		平均	最小	最大	平均	最小	最大	平均	最小	最大	平均	最小	最大
COD	mg/L	111	71	170	88.6	56.0	130	80.0	57.0	100	80.8	50.0	110
色度	度	268	240	300	181	130	240	—	—	—	173	120	250
COD除去率	%	—	—	—	—	—	—	—	—	—	27.1	15.4	35.3
色度除去率	%	—	—	—	—	—	—	—	—	—	40.6	29.6	50.0

表 3-13 高度リン回収実証試験の各工程の水質 (RUN2-3)

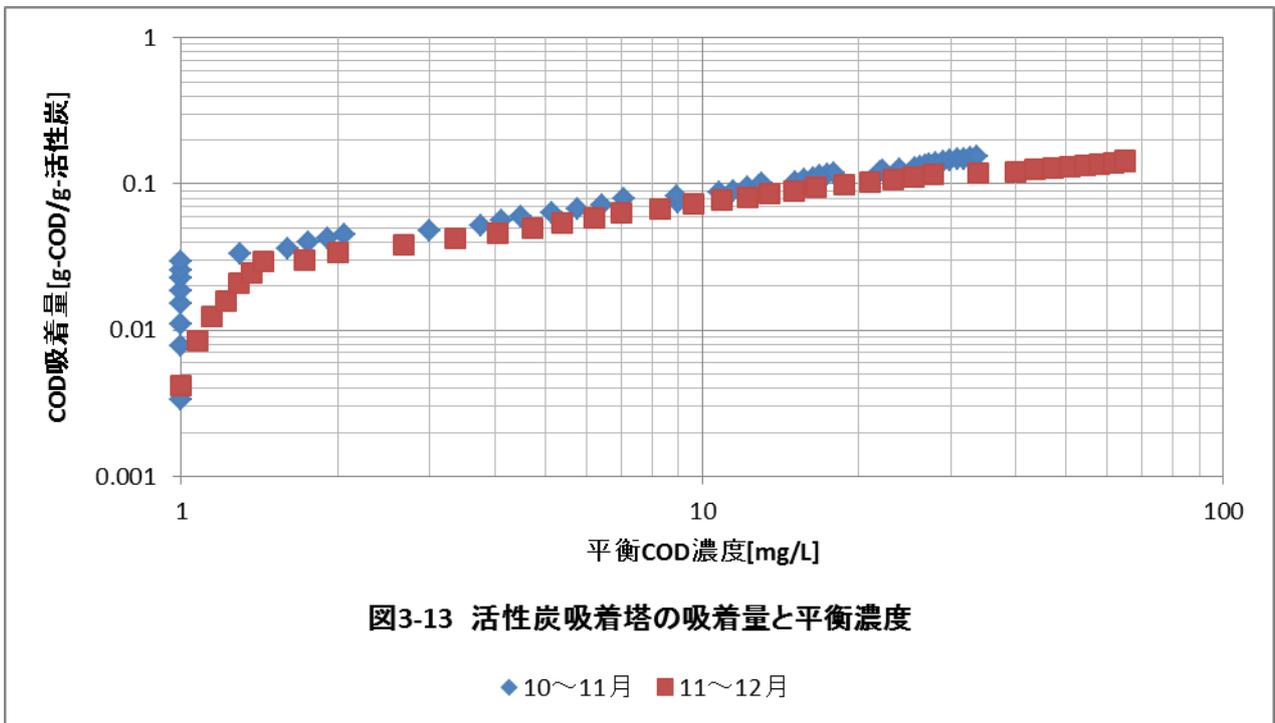
		リン回収原水			浮遊法晶析槽 処理水			浮遊法 処理水槽出口			固定床晶析槽 処理水		
		平均	最小	最大	平均	最小	最大	平均	最小	最大	平均	最小	最大
COD	mg/L	101	92	110	84.7	74.0	97.0	81.3	74.0	94.0	71.3	61.0	80.0
色度	度	284	270	300	167	160	180	—	—	—	151	140	170
COD除去率	%	—	—	—	—	—	—	—	—	—	29.7	27.3	33.7
色度除去率	%	—	—	—	—	—	—	—	—	—	46.7	43.3	51.7

二段HAP法における固定床晶析槽処理水のCOD濃度の期間平均はRUN2-1で98.7mg/L、RUN2-2で80.8mg/L、RUN2-3で71.3mg/Lであり、設計要領に記載されている膜分離高負荷脱窒素処理方式の凝集処理水COD濃度100mg/Lを下回っていた。色度も同様にRUN2-1で224度、RUN2-2で173度、RUN2-3で151度であり、設計要領の150度に近い値となっていた。従って、後段の活性炭処理へのCOD及び色度の負荷は、凝集処理水と比較して同程度であった。

二段HAP法ではリン回収原水中CODの約27～30%、色度の約40～50%がHAP結晶に取り込まれて除去されるため、膜透過液よりも活性炭への負荷は軽減されている。

試験期間中では、活性炭処理水COD濃度が30mg/Lとなる吸着量は0.12～0.15[g-COD/g-活

性炭]と、従来の凝集分離処理水に対する吸着容量と同程度の能力が確認できた（図 3-13）。



4. 得られた知見

(1) リン回収率の向上

高度リン回収技術の適用により、従来のHAP法では70～80%程度であったリン回収率を98%以上に向上させることができることを実証試験において確認した。また高度リン回収技術の処理水全リン濃度は1mg/L以下とであるため、後段の凝集沈殿・砂ろ過処理工程を省略し、プロセスを簡素化できることを確認した。

(2) リン溶出効果

平成23年度のリン溶出技術の実証試験では、処理対象のT-Pのうち22.6～28.8%を PO_4 -Pとして溶出させることができた。本施設では硝化脱窒素槽の汚泥に凝集剤を含むため、膜透過液の PO_4 -P濃度はあまり上昇しなかったが、凝集汚泥を含まない施設の場合には、溶出した PO_4 -Pのほとんどが膜透過液の PO_4 -P濃度に移行することが想定される。

平成24年度に有機性汚泥比率の高い余剰汚泥を対象に処理試験を行ったところ、処理対象のT-Pのうち平均で38.5%を PO_4 -Pとして溶出させることができた。

以上の結果から、当初の処理対象物から2割以上を溶解性リンとして溶出させる目標を達成した。

(3) 余剰汚泥削減効果

リン溶出技術実証試験におけるアルカリ可溶化前後のSS可溶化量と、余剰汚泥削減量を表4-1に示す。余剰汚泥削減量としては、対照期間の汚泥発生率と実際の分離液SS量から想定発生量を求め、各RUNの余剰汚泥発生量をこれから差し引いた値となる。

表4-1 余剰汚泥削減効果の比較

項目		RUN1-1	RUN1-2	RUN1-3	RUN1-4
余剰汚泥削減量	kg-SS/日	7.5	10.5	10.9	9.4
アルカリ可溶化前後のSS可溶化量	kg-SS/日	1.9	3.5	5.2	8.1

余剰汚泥削減量とアルカリ可溶化前後のSS可溶化量を比較すると、いずれも余剰汚泥削減量が大きくなった。このことから、アルカリ可溶化処理における汚泥削減効果は、アルカリ可溶化工程におけるSS可溶化以外にも、主処理工程に返送された後で更にSSが減少していることが推定できる。

更に有機性汚泥比率が高い場合には、アルカリ可溶化前後のSS可溶化量が表4-1よりも大幅に増加することが期待できるため、余剰汚泥削減率はより高くなると予想できる。平成24年度の回分試験におけるSS可溶化率は平成23年度実績より倍近く高いため、処理対象汚泥が適切であれば平成23年度の実証試験結果よりも更に高い余剰汚泥削減効果を見込むことができる。

但し、アルカリ可溶化は有機性汚泥に対してのみ効果があるため、処理の継続によってVSS/SS比率が低下した場合には余剰汚泥削減効果が低下することが想定されるが、今回の実験期間ではVSS/SS比率に変化は見られず、余剰汚泥削減効果も影響を受けなかったと思われる。

(4) メタノール使用量削減効果

アルカリ可溶化液による S-BOD 負荷量と同程度のメタノール量が削減できる。

S-BOD 溶出量は処理対象の VSS/SS 比にも影響を受けるため、VSS/SS 比の高い汚泥を処理対象とした場合、メタノール使用量の更なる削減が期待できる。

当初メタノールの使用量をゼロとする目標を掲げたが、目標に到達しなかった。その原因としては、浄化槽汚泥の比率が高い本施設ではメタノール必要量が多く、削減目標自体が非常に高かったためと考えている。アルカリ可溶化処理によって汚泥から溶出する S-BOD はメタノール代替として脱窒に利用されたが、その効果は BOD 量としてメタノールと同程度であった。アルカリ可溶化処理量を数倍に増加することで、メタノール削減量は増加するものと予想できるが、処理量の増加に伴う処理水質の影響や薬品コスト等を考慮した場合現実的ではない。

しかし、膜分離高負荷処理施設へアルカリ可溶化によるリン溶出技術を導入する場合、し尿・浄化槽汚泥の低濃度時、あるいは季節変動における C/N 比低下時に必要となるメタノール量を削減する効果は期待できる。

5. 開発した技術がもたらす効果

(1) リン回収量

平成 23 年度のリン溶出技術と、平成 24 年度の高度リン回収技術の実証試験成果から、これらを組み合わせた高効率リン回収技術を導入した場合のリン回収量を試算した。

従来のリン回収設備のある高負荷脱窒素処理施設として仙北市污泥再生処理センターのリン収支と、リン溶出技術を導入した場合のリン収支の予想を図 5-1 に示す。

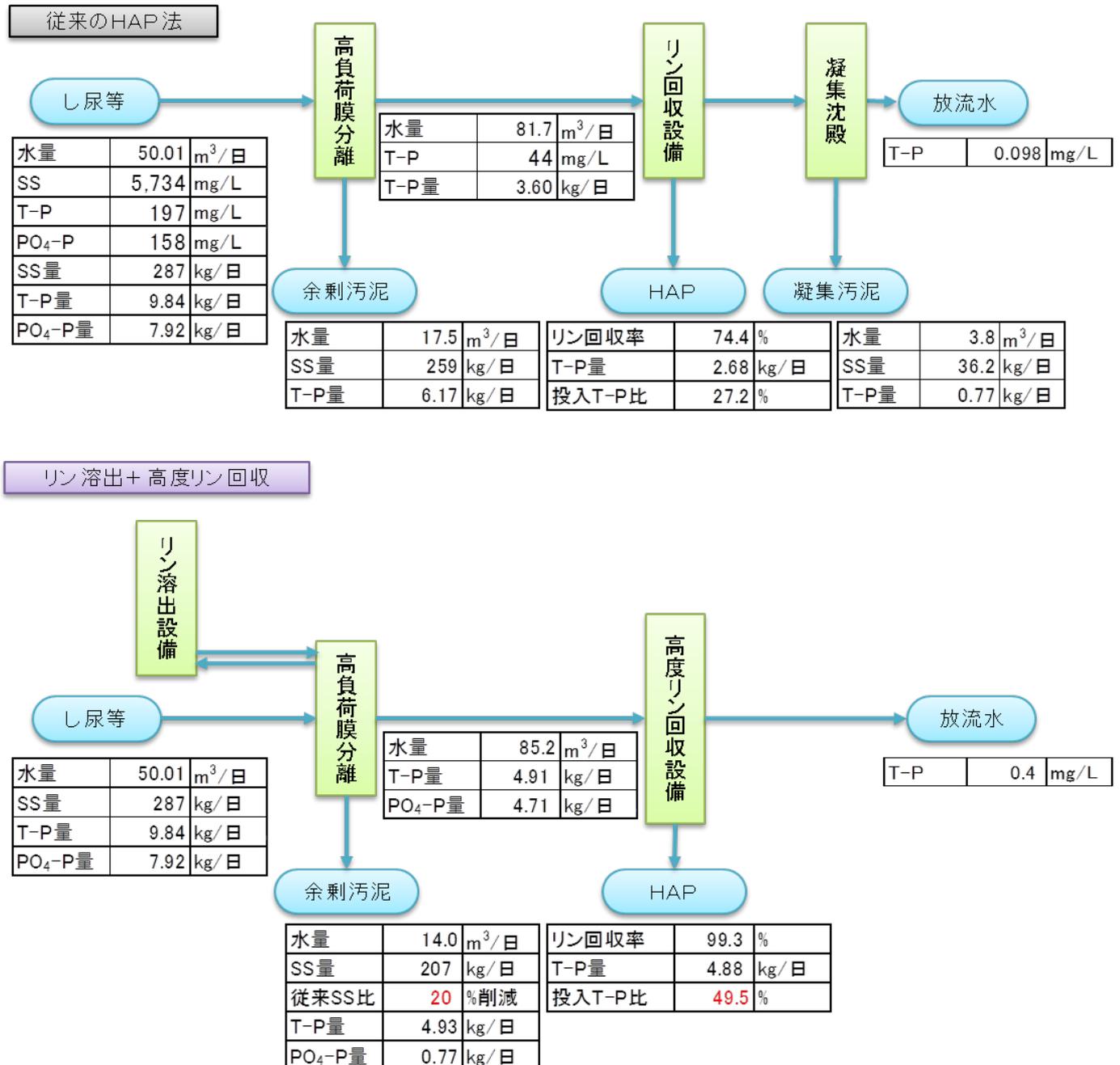


図 5-1 リン溶出技術の導入によるリン回収量の増加試算

リン溶出設備により余剰汚泥量が 20%削減でき、余剰汚泥として排出されるリンが 20%減少するとした。この結果、リン回収設備に移送される膜分離液中のリンの量が T-P として 36.4%増加することが見込まれる。

高度リン回収技術により処理水 T-P 濃度 1mg/L 以下とできるため、リン回収量は 4.88kg/日と投入量の 49.5%、従来の H A P 法のためのリン回収量と比較して、2.2kg/日の増加、約 82%増のリン回収量を達成できる。

また凝集汚泥発生量をゼロとできるため、汚泥発生量は従来の H A P 法の施設と比較して 29.9%減、リン回収を行わない凝集沈殿・砂ろ過を行う施設と比較して 32.8%を削減できる。

一方で、高度リン回収処理水の全リン濃度は平均 0.4mg/L と凝集沈殿と比較して高いため、放流先が閉鎖性水域である場合などは導入に注意が必要となる。

さらにリン回収量を増加させるためには、膜透過液に移行するリンの量を増加させる必要がある。リン溶出技術におけるリン溶出量は汚泥削減率に依存すると想定しているが、有機性汚泥比率の高い施設については実証試験以上の汚泥削減効果が期待できる。また余剰汚泥のリン含有率が低下するように処理条件などを調整することで、同様に膜透過液に移行するリンの量を増加させることができる。し尿と浄化槽汚泥のリン含有量および溶解性リンの比率についてもし尿が高いため、し尿の搬入比率の高い施設は、よりリン回収量を高く維持できる。

(2) 維持管理費の低減効果

リン溶出技術と二段HAP法による高度リン回収技術を組み合わせた高効率リン回収システムを導入することで、生物膜処理水以降の維持管理費が低減できる。

アルカリ可溶化および高度リン回収の薬品使用量を実証試験の実績値をもとに試算した。リン回収技術を導入しない凝集沈殿・砂ろ過処理と比較して、ユーティリティ使用量を表 5-1 に、コスト算出条件を表 5-2 に、維持管理費を表 5-3 に示した。

表 5-1 ユーティリティ使用量

し尿等処理量			kL/日	30	50	100
リン回収設備	投入量	原水量	kL/日	48	80	160
	回収量	HAP回収量	kg/日	16.1	29.8	59.6
ユーティリティ使用量	高効率リン回収設備	電力	kWh/日	114	198	294
		塩化カルシウム	kg/日	86.0	152.6	305.1
		苛性ソーダ	kg/日	96.3	213	425
		塩酸	kg/日	17.8	29.7	59.4
		上水	m ³ /日	0.2	0.2	0.2
ユーティリティ削減量	凝集沈殿処理	電力	kWh/日	-29.3	-45.9	-75.1
		ポリ硫酸第二鉄	kg/日	-133	-221	-442
		苛性ソーダ	kg/日	-84.0	-140	-280
		活性炭（水処理用）	kg/日	17.8	29.7	59.4
	汚泥処理	高分子凝集剤（脱水量）	kg/日	-1.1	-2.3	-4.6
		A重油（乾燥焼却用）	L/日	-69.4	-144	-288
汚泥処分削減量		焼却灰	t/日	-0.03	-0.06	-0.12

表 5-2 コスト算出条件

項目	単価	単位
A重油	75	円/ℓ
電力料金	12	円/kWh
苛性ソーダ	30	円/kg
塩化カルシウム	25	円/kg
塩酸	35	円/kg
高分子凝集剤	1,000	円/kg
ポリ硫酸第二鉄	50	円/kg
上水費	150	円/m ³
活性炭（水用）	350	円/kg
運転補修費（機電建設費の）	2.0	%
焼却灰処分費	20,000	円/t
回収リン売却費	-30	円/kg

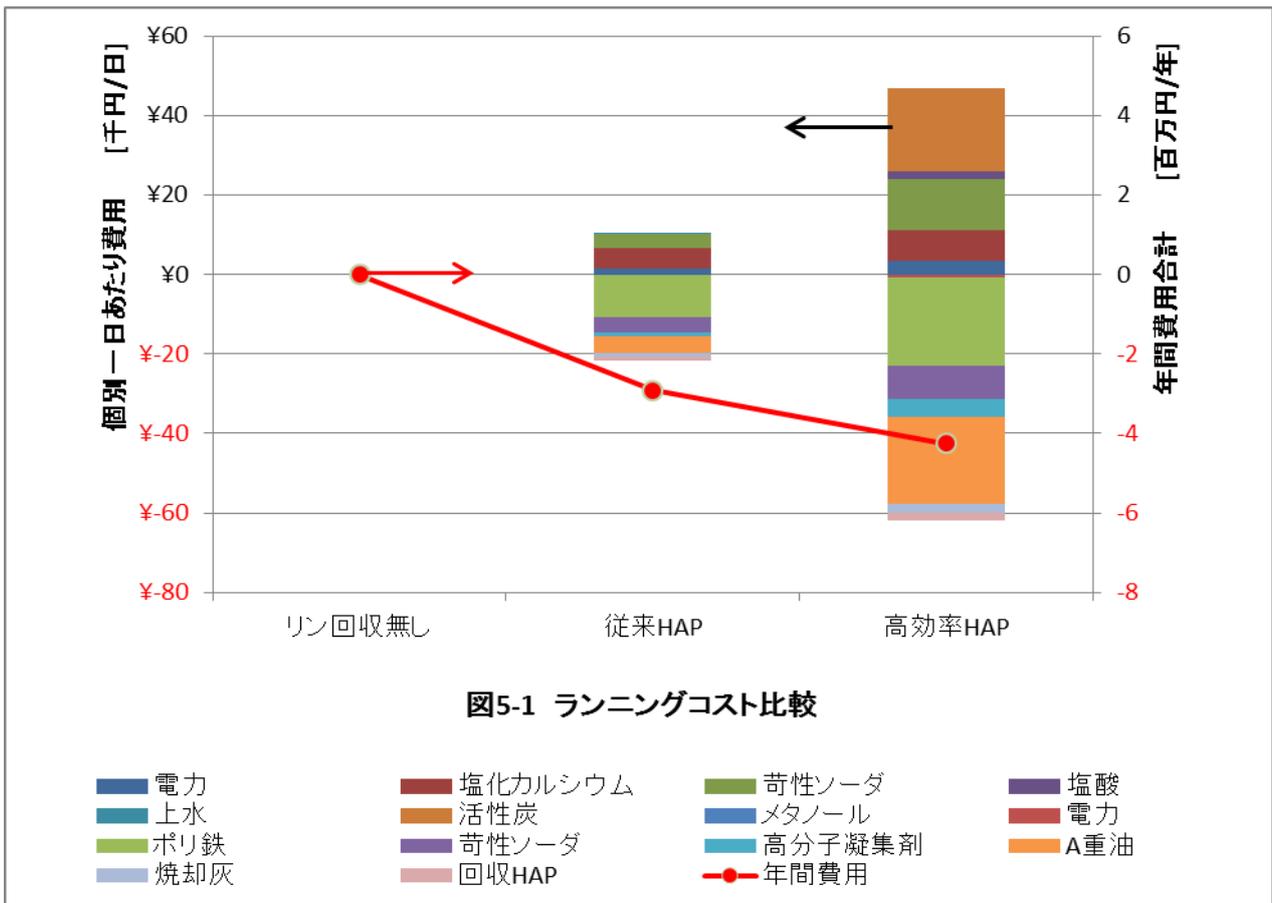
表 5-3 ランニングコスト

項目		単位	30KL/日	50KL/日	100KL/日	
ユーティリティ費	高効率リン回収設備	電力	円/日	1,370	2,382	3,534
		塩化カルシウム	円/日	2,149	3,814	7,628
		苛性ソーダ	円/日	2,888	6,380	12,760
		塩酸	円/日	624	1,040	2,080
		上水	円/日	30	30	30
		計	円/日	7,061	13,646	26,032
ユーティリティ削減量	高度処理	電力	円/日	▲ 352	▲ 551	▲ 902
		ポリ硫酸第二鉄	円/日	▲ 6,627	▲ 11,045	▲ 22,091
		苛性ソーダ	円/日	▲ 2,520	▲ 4,200	▲ 8,400
		活性炭（水処理用）	円/日	6,238	10,397	20,795
	汚泥処理	高分子凝集剤	円/日	▲ 1,101	▲ 2,288	▲ 4,577
		A重油	円/日	▲ 5,202	▲ 10,812	▲ 21,624
	計	円/日	▲ 9,564	▲ 18,499	▲ 36,799	
汚泥（焼却灰）処分削減量		円/日	▲ 666	▲ 1,200	▲ 2,401	
年間費用	ユーティリティ費	年間運転日数	日/年	365	365	365
		1日あたり金額	千円/日	▲3.2	▲6.1	▲13.2
		年間費用	千円/年	▲1,157	▲2,210	▲4,806
	点検補修費		千円/年	700	940	1,200
	維持管理人件費		千円/年	0	0	0
	合計		千円/年	▲457	▲1,270	▲3,606
回収利益		千円/年	▲176	▲326	▲653	
年間費用		千円/年	▲633	▲1,596	▲4,258	

高効率リン回収技術を導入した場合、アルカリ可溶化処理のためのアルカリ剤や晶析反応のための苛性ソーダと、晶析反応のための塩化カルシウム、COD 除去のための活性炭の使用量が増加するが、従来の凝集沈殿・砂ろ過処理で必要な無機凝集剤や中和剤としての苛性ソーダ使用量を削減でき、汚泥処理に必要な高分子凝集剤なども削減することができる。

またリン回収量も増加するため、高効率リン回収技術の採用により、回収利益が増加する。

これらの結果から、リン回収を行わない凝集沈殿・砂ろ過のフローと比較して、30kL/日、50kL/日、100kL/日の処理規模では、年間 633 千円、1,596 千円、4,258 千円のランニングコスト低減を見込むことができる。



(3) CO₂排出量の低減効果

高効率リン回収を導入することで、削減できるCO₂排出量を試算した。CO₂排出量原単位は「平成22年度し尿・浄化槽汚泥からのリン回収・利活用推進検討業務報告書」記載の値とした。

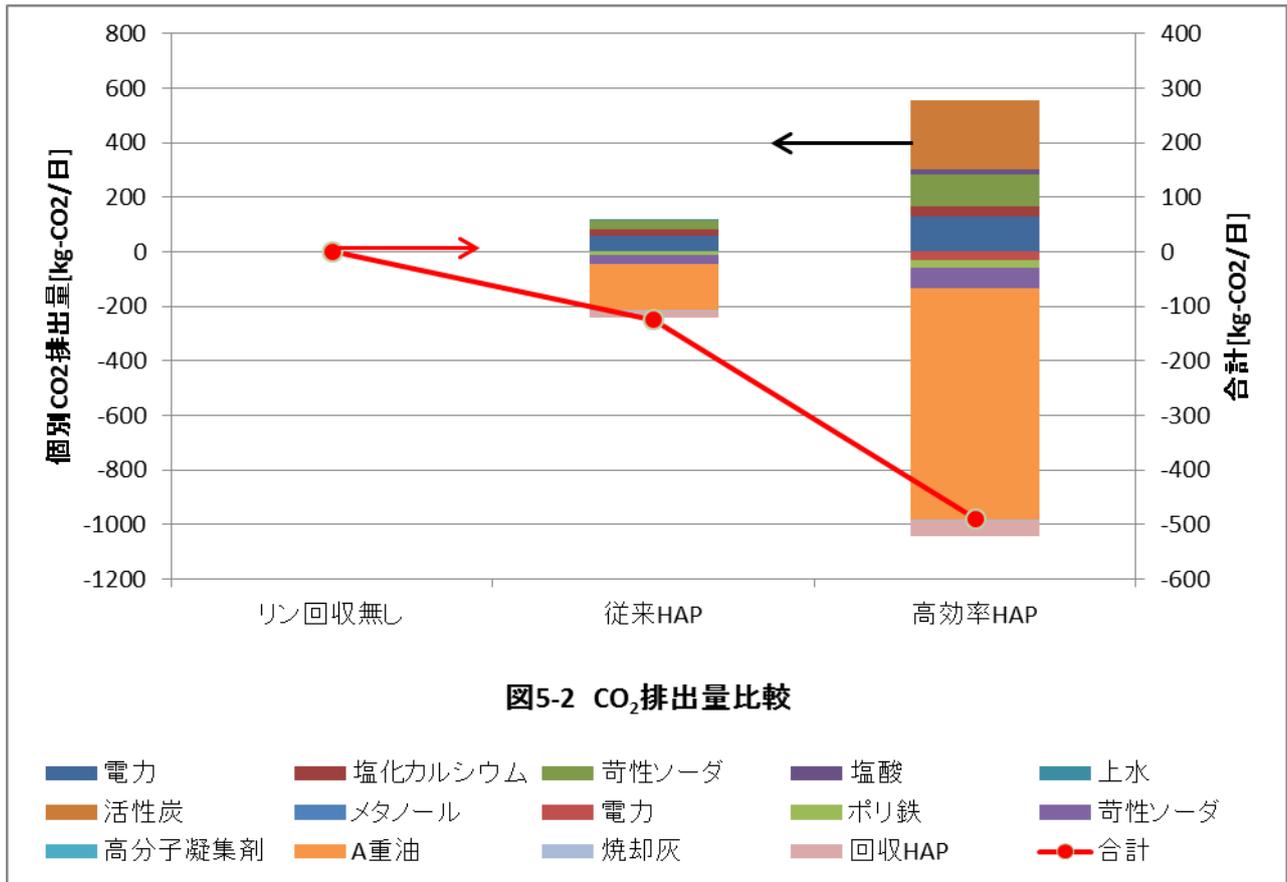
各ユーティリティ使用量は表5-1を元に、CO₂排出量原単位を表5-4に示す値で試算したCO₂排出量を表5-5に示す。

表 5-4 CO₂排出量原単位

項目	原単位	単位
A重油	2.941	kg-CO ₂ /リットル
電力	0.442	kg-CO ₂ /kWh
苛性ソーダ	0.270	kg-CO ₂ /kg-25%NaOH
塩化カルシウム	0.1211	kg-CO ₂ /kg-35%CaCl ₂
塩酸	0.309	kg-CO ₂ /kg-35%HCl
高分子凝集剤	0.764	kg-CO ₂ /kg
ポリ硫酸第二鉄	0.054	kg-CO ₂ /kg
上水費	0.187	kg-CO ₂ /m ³
活性炭（水用）	4.267	kg-CO ₂ /kg
焼却灰処分	0.0323	kg-CO ₂ /t
回収リン	5.01	kg-CO ₂ /kg-P

表 5-5 CO₂排出量試算結果

項目		単位	30k L / 日	50k L / 日	100k L / 日	
ユーティリティ使用量	高効率リン回収設備	電力	kg-CO ₂ /日	50.4	87.7	130.2
		塩化カルシウム	kg-CO ₂ /日	10.4	18.5	37.0
		苛性ソーダ	kg-CO ₂ /日	26.0	57.4	115
		塩酸	kg-CO ₂ /日	5.5	9.2	18.4
		上水	kg-CO ₂ /日	0	0	0
	高度処理	活性炭（水処理用）	kg-CO ₂ /日	76.1	127	254
	計		kg-CO ₂ /日	168	300	554
ユーティリティ削減量	高度処理	電力	kg-CO ₂ /日	▲ 13.0	▲ 20.3	▲ 33.2
		ポリ硫酸第二鉄	kg-CO ₂ /日	▲ 7.2	▲ 11.9	▲ 23.9
		苛性ソーダ	kg-CO ₂ /日	▲ 22.7	▲ 37.8	▲ 75.6
	汚泥処理	高分子凝集剤	kg-CO ₂ /日	▲ 0.8	▲ 1.7	▲ 3.5
		A重油	kg-CO ₂ /日	▲ 204	▲ 424	▲ 848
		汚泥（焼却灰）処分	kg-CO ₂ /日	▲ 1.1	▲ 1.9	▲ 3.9
	計		kg-CO ₂ /日	▲ 249	▲ 498	▲ 988
回収HAP		kg-CO ₂ /日	▲ 14.9	▲ 27.6	▲ 55.2	
合計		kg-CO ₂ /日	▲ 95.2	▲ 225.7	▲ 489.4	
搬入量当りCO ₂ 排出量		kg-CO ₂ /kL	▲ 3.2	▲ 4.5	▲ 4.9	



高効率リン回収技術を導入した場合には、リン回収を行わない凝集沈殿・砂ろ過のフローと比較して、30kL/日、50kL/日、100kL/日の処理規模では、搬入量あたりのCO₂排出量を3.2 kg-CO₂/kL、4.5 kg-CO₂/kL、4.9 kg-CO₂/kLのCO₂排出量を削減することができる。

「平成22年度し尿・浄化槽汚泥からのリン回収・利活用推進検討業務報告書」における試算では、膜分離高負荷脱窒素処理方式+リン回収の50kL/日規模の施設の年間CO₂排出量は638t-CO₂/年。今回の試算における削減量4.5 kg-CO₂/kLは年間換算82.1t-CO₂/年なので、施設全体の12.9%に相当するCO₂排出量を削減できる。

6. 知的財産権の取得状況

リン溶出技術に関する特許1件を出願済（特開2012-011376）。
 高度リン回収技術に関する特許1件を出願済（特願2013-81946）。

7. まとめ

(1) 処理水リン濃度

平成 24 年度の二段晶析法を用いた高度リン回収技術の実証試験におけるリン回収処理水の全リン濃度は 1.0mg/L 以下を達成することができた。リン回収設備のリン回収原水に対するリン回収率は 98.3~99.3%であった。

試験期間中のリン回収原水の全リン濃度は RUN1 で 49.7mg/L、RUN2 で 95.2mg/L、RUN3 で 44.0mg/L、無機炭素濃度は 28.9~44.4mg/L の範囲で、水温は 25℃以上の条件であった。

リン収支に近い量の回収 H A P を引き抜くことができた。この H A P はリン含有率が高く、重金属などの有害成分含有量が少なく、資源価値の高いものが得られた。

(2) リン回収量

アルカリ可溶化を用いたリン溶出技術を利用することで、平成 23 年度のリン溶出技術の実証試験において有機汚泥比率の低い余剰汚泥の全リンから 16.6~28.8%、平成 23~24 年度にかけて実施した有機性汚泥比率の高い余剰汚泥を用いた回分試験からは全リンの 38.5%にあたるリン酸態リンを溶出させることができた。

リン溶出技術で増加した膜透過液中のリンに対し、二段晶析槽による高度リン回収技術を適用することで、し尿等搬入物に対する処理施設のリン回収率は、従来のリン回収技術よりも約 22.3 ポイント増の 49.5%を見込むことができる。これは当初の目標値である、従来 H A P 法よりも 2 割以上の回収率向上を上回った。

一方で、処理施設のリン回収率の目標値を 60%と設定していたが、浄化槽汚泥の濃度低下とし尿に対する浄化槽汚泥の比率が高くなったため、リン回収設備に流入するリンの割合が少なく、目標値に達しなかった。

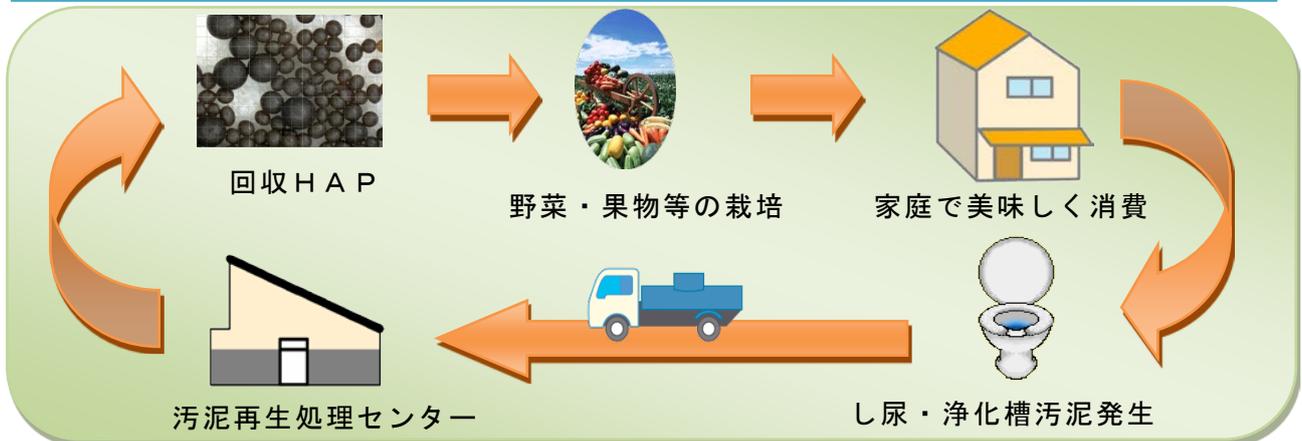
処理施設のリン回収率 60%を達成するためには、し尿の割合を増加させるか、リン溶出技術の改良によってリン回収設備に流入するリン量を増加させる必要が有ることが確認できた。

(3) 汚泥発生量の削減

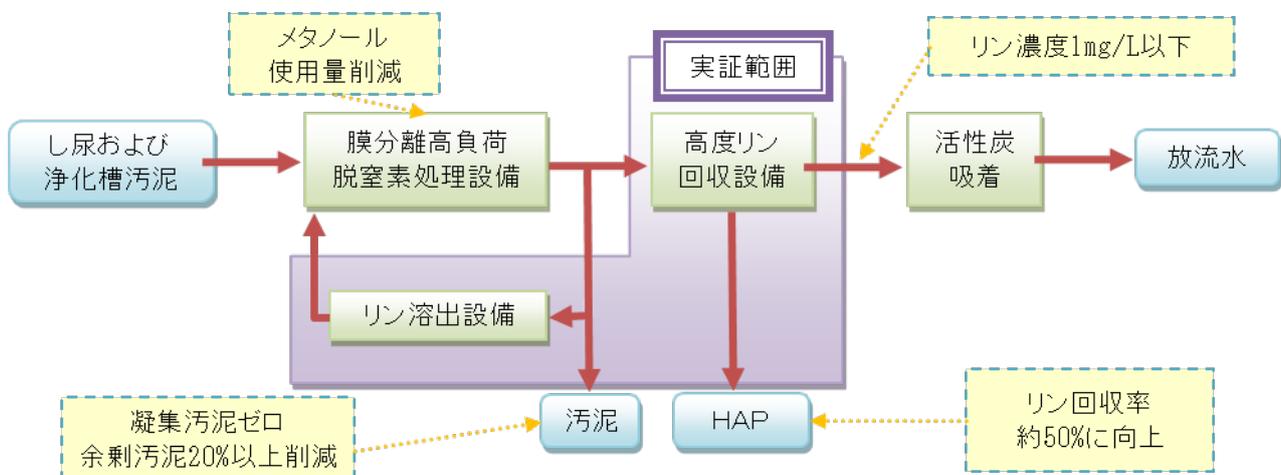
アルカリ可溶化技術により余剰汚泥の 20%以上、高度リン回収技術により凝集汚泥の全量を削減することができる。高効率リン回収技術の汚泥発生量をリン回収を導入しない従来の凝集沈殿・砂ろ過処理と比較すると、32.8%の削減を見込むことができる。

し尿、浄化槽汚泥からの高効率リン回収（HAP）技術の概要

目的：汚泥再生処理センターにおいて、し尿、浄化槽汚泥等が含有するリンを資源として効率よく回収します。



事業の概要：高効率リン回収（リン溶出＋高度リン回収技術）の実証設備を建設し、実証試験を実施しました。



- ①施設に流入するリンの約50%を回収します。（従来のHAP法は27%）
- ②高度リン回収技術の導入により、凝集沈殿・砂ろ過設備を省略します。
- ③余剰汚泥からリンを溶出させ、回収設備のリン濃度を増加させます。
- ④凝集汚泥をゼロとし、余剰汚泥を減容化するので、汚泥発生量を2/3に削減します。
- ⑤運転経費の削減とCO₂排出量の低減を可能とします。
- ⑥高効率リン回収により富栄養化防止だけでなく、枯渇資源であるリンの利活用を推進します。

Title of research

Development of the efficient technique to recovery phosphorus from night soil and septic tank sludge.

Principal Investigator

YOSHIO OKUNO (Daiki Ataka Engineering Co.,Ltd.)

Abstract

As a method for efficiently recovering phosphorus from night soil and septic tank sludge, more advanced techniques for recovering phosphorus technology and eluting phosphorus, was subjected to verification tests.

The demonstration of the technology solubilize phosphorus, are dissolved by the alkaline sludge, it was possible to dissolve 16.6 to 43.3% of the phosphorus in the sludge.

In tests of high phosphorus recovery technology, it was confirmed that the recovery rate of the phosphorus is less than 98%, total phosphorus concentration in the treated water is 1mg / L or less. It was possible to recover the hydroxyapatite with good quality. Because phosphorus concentration of the treated water is low, it is possible to omit the flocculation setting treatment, the amount of generated flocculation sludge is eliminated.

It is possible that it is possible by combining these technologies, to recover about 50% of the phosphorus contained in the input mixture and about 2/3 the amount of generated sludge as a resource phosphorus many low cost it was confirmed that it can be recovered.

Keyword

Hydroxyapatite phosphate, night soil, septic tank sludge, solubilization