

Zero-P

Weitestgehende Phosphorelimination auf Kläranlagen über eine nachgeschaltete Filtration für den Schutz von Gewässern und die Rückgewinnung von Phosphor

Sachbericht Teil 2 – Ergebnisbericht



GEFÖRDERT VOM



Bundesministerium
für Bildung
und Forschung

KMU-innovativ
Mittelstand



Juni 2023

Verbundkoordinator:

Emscher Wassertechnik GmbH
Brunnenstr. 37
45128 Essen



Verbundpartner:

Nordic Water GmbH
Hansemannstr. 41
41468 Neuss



Technische Universität Berlin
Fachgebiet Siedlungswasserwirtschaft
Gustav-Meyer-Allee 25
13355 Berlin



Assoziierter Partner:

BRAWAG GmbH
Wasser- und Abwassergesellschaft
Packhofstr. 31
14776 Brandenburg an der Havel



Dieser Bericht ist im Rahmen des Forschungsverbundprojekts „Zero-P: Weitestgehende Phosphorelimination auf Kläranlagen über eine nachgeschaltete Filtration für den Schutz von Gewässern und die Rückgewinnung von Phosphor“ erstellt worden. Das Verbundprojekt wurde mit Mitteln des Bundesministeriums für Bildung und Forschung (BMBF) unter dem Förderkennzeichen 02WPL1445A ff. zwischen 2019 und 2022 gefördert. Die Verantwortung für den Inhalt dieser Veröffentlichung liegt bei den Autoren/-innen.

Autoren/-innen dieses Berichts:

Peter Wulf, Kristina Haber, Tim Fuhrmann,
Emscher Wassertechnik GmbH, Essen

Tom Guggenberger,
Technische Universität Berlin, Fachgebiet Siedlungswasserwirtschaft

Sonja Winandi,
Nordic Water GmbH, Neuss

Johannes Anger,
BRAWAG GmbH

Dieser Bericht steht digital zur Verfügung unter <https://www.ewlw.de/zero-p>.

Stand: 30.06.2023

Inhalt

Verzeichnisse	1
Abbildungen.....	1
Tabellen.....	2
Abkürzungen und Kurzzeichen	3
1. Veranlassung und Zielsetzung	5
2. Versuchsstandort und Konzeptionierung der Pilotanlage	6
2.1. Abwassertechnische Bedingungen für die Versuchsanlage	6
2.2. Anlagen- und Verfahrenskonzept.....	9
2.3. Funktionsweise des kontinuierlichen Sandfilters.....	11
2.4. Filterbettüberwachung durch Sand-Cycle-Technologie	12
2.5. Messstellen und Messtechnik	12
3. Untersuchungs- und Messprogramm	15
4. Ergebnisse der Untersuchungsphasen zur Phosphorelimination	18
4.1. Filterbelastungsphase	18
4.2. Versuchsphase mit festen β -Werten	19
4.3. Kontinuierlicher Regelbetrieb	21
4.4. Erzielbare Phosphatkonzentration in Abhängigkeit vom β -Wert.....	25
4.5. $\text{PO}_4\text{-P}$ -, P_{ges} - und AFS-Konzentrationen im Ablauf des Filters	27
4.6. Weitere Beobachtungen zum refraktären Phosphor	29
4.7. Überprüfung des Fällschlammanfalls	30
4.8. Beurteilung der eingesetzten Onlinemesstechnik für $\text{PO}_4\text{-P}$	31
5. Pflanzenverfügbarkeit des Phosphors im Fällschlamm	35
5.1. Methodik der Schlammprobengewinnung und P-Pflanzenverfügbarkeitstests.....	35
5.2. Tertiärschlammqualität	37
5.3. Pflanzenverfügbarkeit des Phosphors im Tertiärschlamm.....	37
6. Großtechnische Anwendung – Randbedingungen und Wirtschaftlichkeit	41
6.1. Technische und wirtschaftliche Randbedingungen.....	41
6.2. Umwelteffekte und Synergien	45
7. Zuwendungsverwendung	47
7.1. Wichtigste Positionen des zahlenmäßigen Nachweises	47

7.2.	Notwendigkeit und Angemessenheit der geleisteten Projektarbeit.....	47
7.3.	Verwertbarkeit der Ergebnisse	47
7.4.	Fortschritt an anderer Stelle	47
7.5.	Veröffentlichungen.....	47
8.	Zusammenfassung und Fazit.....	48
	Literaturverzeichnis	50
	Anhang: Anlagenschema	

Verzeichnisse

Abbildungen

Abbildung 2.1:	Luftbild der Kläranlage Brandenburg-Briest (Quelle: Google Maps, modifiziert)	6
Abbildung 2.2:	Konzentrationen an Orthophosphat (PO ₄ -P) im Ablauf der Kläranlage Briest	7
Abbildung 2.3:	Konzentrationen Gesamtphosphor (P _{ges}) im Ablauf der Kläranlage Briest	8
Abbildung 2.4:	Refraktärer Phosphor (snrP) im Ablauf der Kläranlage Briest	8
Abbildung 2.5:	Zuflussbereich zur Kläranlage Briest und durchflussproportionaler Zuflussbereich zur Versuchsanlage	9
Abbildung 2.6:	Anlagenschema der Pilotanlage zur P-Fällung	10
Abbildung 2.7:	Schematische Darstellung DynaSand-Filter	11
Abbildung 4.1:	Ergebnisse der Versuchsreihe mit festen β -Werten	20
Abbildung 4.2:	Kontinuierlicher Anlagenbetrieb 13.01. bis 31.01.2022	21
Abbildung 4.3:	Ablagerungen im statischen Mischer	22
Abbildung 4.4:	Kontinuierlicher Anlagenbetrieb (jedoch konstant eingestellter Zufluss)	24
Abbildung 4.5:	Kontinuierlicher Anlagenbetrieb 25.04. bis 03.05.2022	25
Abbildung 4.6:	Zur Erreichung von Zielwerten zwischen 0,1 und 0,01 mg/l PO ₄ -P notwendige überstöchiometrischen Koeffizienten einer reinen Steuerung	26
Abbildung 4.7:	Erzielbare Phosphorablaufkonzentration in Abhängigkeit der β -Werte aller auswertbaren Versuche	26
Abbildung 4.8:	Erzielbare Phosphorablaufkonzentration in Abhängigkeit des β -Werts aller auswertbaren Versuche, unterteilt in reine Steuer- sowie Steuer- und Regel-Phasen	27
Abbildung 4.9:	Übersichte aller Ablaufwerte aus Laboranalysen der 24-h-Mischproben	28
Abbildung 4.10:	Übersichte der P _{ges} -Ablaufwerte abzüglich der snrP-Konzentration aus den Laboranalysen der 24-h-Mischproben	28
Abbildung 4.11:	Übersicht der Zu- und Ablaufkonzentrationen an AFS aller auswertbaren Versuchsphasen	29
Abbildung 4.12:	Vergleich der snrP-Konzentrationen im Zu- und Ablauf	30
Abbildung 4.13:	Gemessener Fällschlammfall im Vergleich zum theoretische anfallenden Fällschlamm	31
Abbildung 4.14:	Vergleich des Laborergebnisses der 24-h-Mischprobe mit dem jeweiligen Tagesmittelwert des Onlineanalysators Phosphax sc LR	32
Abbildung 4.15:	Vergleich des Laborergebnisses der 24-h-Mischprobe mit dem jeweiligen Tagesmittelwert des Phosphat-Analysators 5500 sc	33
Abbildung 4.16:	Abweichung Messwerte des 5500 sc im Vergleich zum Laborwert inkl. Bereich der Nachweisgrenze	34
Abbildung 5.1:	Leerer Drainbag von oben	35

Abbildung 5.2:	Biomassewachstum beim ersten Aufwuchsversuch vom 02.03. – 17.05.2022 mit verminderter P-Zugabe	38
Abbildung 5.3:	Biomassewachstum beim zweiten Aufwuchsversuch vom 11.08. – 03.11.2022 mit geplanter P-Zugabe	38
Abbildung 5.4:	P-Aufnahme in den Pflanzen beim ersten Aufwuchsversuch vom 02.03. – 17.05.2022 mit verminderter P-Zugabe	39
Abbildung 5.5:	P-Aufnahme in den Pflanzen beim zweiten Aufwuchsversuch vom 11.08. – 03.11.2022 mit geplanter P-Zugabe	39
Abbildung 5.6:	P-Entzug pro Topf beim ersten Aufwuchsversuch vom 02.03. – 17.05.2022 mit verminderter P-Zugabe	40
Abbildung 5.7:	P-Entzug pro Topf beim zweiten Aufwuchsversuch vom 11.08. – 03.11.2022 mit geplanter P-Zugabe	40
Abbildung 6.1:	Filterwiderstand über Feststoffflächenbelastung	42
Abbildung 6.2:	Theoretische zulässige Feststoffkonzentration in Abhängigkeit der Filtergeschwindigkeit bzw. hydraulischen Beaufschlagung für 0,65 kg/(m ² *h)	43

Tabellen

Tabelle 2.1:	Technische Daten des DynaSand-Filters	12
Tabelle 2.2:	Eingesetzte Onlinemessungen für die Phosphorbestimmung	13
Tabelle 2.3:	Übersicht der Mess- und Betriebsparameter zur P-Elimination	13
Tabelle 4.1:	Einstellparameter der Belastungsphasen #1 bis #4	18
Tabelle 4.2:	Parameter der Versuchsreihen mit festen β -Werten	19
Tabelle 4.3:	Betriebszustände beim kontinuierlichen Regelbetrieb	23
Tabelle 4.4:	Messgrenzen der eingesetzten Analysegeräte	33
Tabelle 5.1:	Gegenüberstellung der Tertiärschlammanalysen mit den Grenzwerten der für die Düngung relevanten Rechtsvorschriften	37
Tabelle 6.1:	Zusätzlicher Fällmittelbedarf gegenüber der Simultanfällung bei „strengen“ und weniger strengen Anforderungen an den Betriebsmittelwert	45

Abkürzungen und Kurzzeichen

AFS	Abfiltrierbare Stoffe
β_{eff}	Wert aus RTC-Programm; Produkt aus frei gewähltem Prozessfaktor und dem β -Vorgabewert des Programmes
β -Wert	molares Verhältnis von Metall zu Phosphor bezogen auf den P-Gehalt im Zulauf zum Fällungsreaktor
$\beta_{\text{FÄLL}}$	β -Wert berechnet (nach DWA-A 202) aus dem zu fällenden $\text{PO}_4\text{-P}$ ($\text{PO}_4\text{-P}_{\text{Zulauf}} - \text{PO}_4\text{-P}_{\text{Soll}}$) und der tatsächlich dosierten Fällmittelmenge (Daten der Sera-Pumpe)
β_{IST}	β -Wert berechnet aus der tatsächlich entfernten $\text{PO}_4\text{-P}$ -Menge ($\text{PO}_4\text{-P}_{\text{Zulauf}}$ abzgl. $\text{PO}_4\text{-P}_{\text{Ablauf}}$) und der tatsächlich dosierten Fällmittelmenge
C_{AFS}	Konzentration der abfiltrierbaren Stoffe
C_{Pges}	Gesamtphosphorkonzentration (in der homogenisierten Probe)
$C_{\text{Pges,fil}}$	Gesamtphosphorkonzentration im Ablauf der Versuchsanlage
$C_{\text{PO}_4\text{-P}}$	Orthophosphatkonzentration
$C_{\text{PO}_4\text{-P,Ab}}$	Orthophosphatkonzentration im Ablauf der Versuchsanlage
$C_{\text{PO}_4\text{-P,zu,fil}}$	Orthophosphatkonzentration im Zulauf des Versuchsfilters
$C_{\text{P,Ziel}}$	Zielkonzentration für den Gesamtphosphor
CSB	Chemischer Sauerstoffbedarf
C_{snrP}	Konzentration des nicht reaktiven Phosphors
$C_{\text{PO}_4\text{-P,soll,NF}}$	Zielkonzentration für die Nachfällung
$C_{\text{PO}_4\text{-P,soll,sim}}$	Zielkonzentration für die Simultanfällung
Δp	Spülluftdruck in m
E	Energie für die Erzeugung der zur Filterspülung verwenden Luft
EW	Einwohnerwerte
$F_{\text{P}_2\text{O}_2\text{-P}}$	Umrechnungsfaktor für den Phosphorgehalt an P_2O_2
FNU	Formazine Nephelometric Unit
JM	Jahresmittel
LfU	Landesamt für Umwelt (Brandenburg)
$m_{\text{Nassschlamm}}$	Masse des notwendigen Nassschlammes
m_{Substrat}	Masse des eingesetzten Substrats
$m_{\text{TSP-Dünger}}$	Masse des notwendigen Düngers
MSR	Mess-, Steuerungs- und Regelungstechnik
PAC	Polyaluminiumchlorid
$\text{PO}_4\text{-P}$	Orthophosphat
P_{ges}	Gesamtphosphor
$P_{\text{ges,fil}}$	Gesamtphosphor in der filtrierten Probe (Filter 0,45 μm)

PLS	Prozessleitsystem
Q	Durchfluss am Ort der Phosphor-Konzentrationsmessung
$Q_{h,FM}$	Stündlicher Fällmittelbedarf bei der Simultanfällung
Q_L	Spülluftmenge ohne Waschwasserreduzierung (WWR)
$Q_{spül}$	Spülwassermenge bei Dauerspülung
RFID	Radiofrequenz-Identifikation
RTC	Echtzeitsteuerung (engl. real time control)
snrP	gelöster, nicht reaktiver Phosphor (engl. soluble non-reactive phosphorus)
S_{ks}	Säurekapazität in mmol/l
TA	Aufenthaltszeiten in Flockungstank und Filter
T_{Nb}	gesamter gebundener Stickstoff
TOC	gesamter organischer Kohlenstoff (engl.: total organic carbon)
TR	Trockenrückstand
TS	Trockensubstanz des eingesetzten Schlammes
TSP	Triple-Superphosphat
ÜW	Überwachungswert
v_F	Filtergeschwindigkeit
wp	Wirksubstanz P_2O_5 im Dünger (45 %)
WWR	Waschwasser-Reduzierung
X_{Fe}	erforderliche Fällmittelmenge bezogen auf Eisen
$X_{Fe, Tagesmittel}$	erforderliche Fällmittelmenge bezogen auf Eisen im Tagesmittel
X_{Me}	erforderliche Fällmittelmenge bezogen auf Metall
$X_{P, Fäll}$	zu fällendes Orthophosphat

1. Veranlassung und Zielsetzung

Insbesondere infolge der Maßnahmenpläne zur EU-Wasserrahmenrichtlinie (WRRL, 2000) und der Oberflächengewässerverordnung (OGewV, 2019) werden für kommunale Kläranlagen deutliche Verschärfungen der Anforderungen an die Phosphorelimination gefordert und umgesetzt. Die verschärften Anforderungen stellen die Kläranlagenbetreiber jedoch vor große betriebliche Herausforderungen bei der sicheren Einhaltung der geforderten Einleitwerte.

Im Rahmen des BMBF-geförderten Forschungsverbundprojektes „Weitestgehende Phosphorelimination auf Kläranlagen über eine nachgeschaltete Filtration für den Schutz von Gewässern und die Rückgewinnung von Phosphor“ (Zero-P) wurde daher von 2019 bis 2022 eine geeignete Lösung zur weitestgehenden Phosphorelimination mittels Nachfällung und Entfernung der partikulären Bestandteile durch einen kontinuierlichen Sandfilter untersucht. Mit dem Projekt sollte exemplarisch gezeigt werden, ob Ablaufwerte von $\leq 0,03$ mg/l $\text{PO}_4\text{-P}$ und $< 0,1$ mg/l P_{ges} als Jahresmittel bzw. von $< 0,3$ mg/l P_{ges} in der qualifizierten Stichprobe prozessstabil und sicher eingehalten werden können.

Mit den genannten Werten werden Anforderungen nahe einer technisch erreichbaren „Null-Emission“ angestrebt. Die Werte ergeben sich aus der Oberflächengewässerverordnung (OGewV, 2019) und insbesondere in Anlehnung an das „Gemeinsames Handlungskonzept der Wasserwirtschaftsverwaltungen der Bundesländer Berlin und Brandenburg“ (Berlin und Brandenburg, 2015), wobei letztere Quelle auf Forschungsvorhaben verweist, die in abwärtsdurchströmten Sandfiltern im Einzelfall bereits geringe Ablaufwerte nachweisen konnten. An diese Ergebnisse wurde angeknüpft, um die technischen und betrieblichen Grenzen für solche extrem geringe Ablaufwerte auch unter realen Betriebsbedingungen evaluieren und bewerten zu können.

Hierbei wurde besonderer Wert darauf gelegt einen automatisierten und kontinuierlichen Betrieb in großtechnischem Umfeld abzubilden, indem entsprechende Steuerungen und Regelungen implementiert wurden. Für die Fällmitteldosierung kam eine handelsübliche Software zum Einsatz, mit der sowohl eine zuflussproportionale Steuerung als auch eine Regelung auf den gewünschten Ablaufwert vorgegeben werden konnte.

Da die für eine kontinuierliche Regelung notwendige Onlineanalytik für sehr geringe P-Konzentrationen auf dem Markt nur sehr begrenzt verfügbar ist, war auch die Anwendbarkeit entsprechender Messtechnik im Rahmen des Projektes zu verifizieren.

Um den Phosphorkreislauf zu schließen, wurde zusätzlich die Pflanzenverfügbarkeit im phosphorangereicherten Spülwasser der Filteranlage in Düngeversuchen im Vergleich zu Industriedünger untersucht.

2. Versuchsstandort und Konzeptionierung der Pilotanlage

Der Standort der Pilotanlage zur weitestgehende Phosphorelimination ist die von der BRAWAG betriebene Kläranlage Brandenburg-Briest in Brandenburg an der Havel (siehe Abbildung 2.1). Im Zuge der Erstellung und Umsetzung von Maßnahmenplänen zur Verbesserung des ökologischen Zustandes der Gewässer hat das Landesamt für Umwelt des Landes Brandenburg (LfU) im Jahr 2016 die BRAWAG zur Erstellung eines Optimierungskonzeptes aufgefordert. Ziel des LfU ist es, zukünftig im Ablauf der Kläranlage neue, wesentlich niedrigere Überwachungswerte für die Parameter Gesamtphosphor und Orthophosphat festzulegen. Im Rahmen des Optimierungskonzeptes wurde der Zustand der Kläranlage analysiert und zur Zielerreichung der Bau einer Flockungsfiltration vorgeschlagen. In Abstimmung mit dem LfU erfolgte die Errichtung einer großtechnischen Pilotanlage zur Flockungsfiltration mittels kontinuierlichem Sandfilter mit dem Ziel, Erfahrungen über die Eliminationsleistung und den Betriebsaufwand zu sammeln.



Abbildung 2.1: Luftbild der Kläranlage Brandenburg-Briest (Quelle: Google Maps, modifiziert)

2.1. Abwassertechnische Bedingungen für die Versuchsanlage

In der Kläranlage Brandenburg-Briest erfolgt die Reinigung eines Großteils des Abwassers aus der Stadt Brandenburg an der Havel sowie von übergeleitetem Abwasser aus Umlandgemeinden (WAZV „Beetzseegemeinden“, Amt Wusterwitz, WAV "Hoher Fläming"). Die in den 1970er Jahren errichtete und in den 1990er Jahren sanierte Anlage leitet in die Havel ein. Die Anlage verfügt über eine Kapazität von 143.400 EW mit einer derzeitigen Auslastung von 114.041 EW bezogen auf die Mittelwerte und Tagesfrachten an P_{ges} sowie 104.850 EW bezogen auf die Mittelwerte und Tagesfrachten

an T_{Nb} (jeweils gemäß Analysendaten aus dem Zulauf Biologie / Betriebslabor 2019) (BRAWAG, 2020). Die angeschlossenen Einwohner betragen ca. 83.100 EW.

Die Kläranlage Brandenburg-Briest verfügt über folgende Verfahrensstufen:

- mechanische Reinigung mit Rechen, Sandfang und Vorklärung,
- biologische Reinigung mit Nitrifikation, Denitrifikation und biologischer Phosphorelimination (Bio-P),
- simultane Phosphorfällung über Eisen(III)chlorid im Zulauf zur Nachklärung und
- Nachklärung.

Der Überwachungswert für P_{ges} beträgt 1,0 mg/l, der interne Zielwert für die Regelung ist auf 0,6 mg/l eingestellt. Die automatische P-Fällung startet bei PO_4 -P-Konzentrationen > 0,6 mg/l.

Aufgrund der u.a. gut funktionierenden Bio-P weist die Kläranlage saisonal teilweise sehr geringe PO_4 -P-Konzentrationen im Ablauf auf. Der mittlere PO_4 -P-Ablaufwert beträgt 0,18 mg/l. Die Abbildung 2.2 und Abbildung 2.3 zeigen die saisonale Entwicklung der Ablaufwerte für PO_4 -P und P_{ges} (hier dargestellter Bereich < 1,0 mg/l) für die drei ausgewerteten Jahre von November 2017 bis November 2019. Der refraktäre Phosphor liegt in gelöster Form vor und ist verfahrenstechnisch nicht gezielt fällbar (snrP). Er ergibt sich aus der Differenz der Analyseergebnisse der filtrierten P_{ges} -Probe und der PO_4 -P-Probe. Die snrP-Werte liegen im Jahresmittel (JM) bei 0,09 mg/l. Das 85 % Quantil liegt bei 0,12 mg/l. Die Werte sind in Abbildung 2.4 inkl. der geforderten Werte dargestellt.

Die für das Projekt vorgegebene Anforderung für P_{ges} von 0,1 mg/l im JM würde damit allein durch den refraktären Anteil erreicht, sodass dieser bei der Bewertung der Zielerreichung vernachlässigt wird. Generell erfordert die Erfüllung einer Anforderung von 0,1 mg/l P_{ges} eine weitestgehende (vollständige) Fällung der gelösten fällbaren Fraktion sowie eine weitestgehende Abscheidung der abfiltrierbaren Stoffe (AFS) auf unter 2,5 mg/l, da ein Feststoffabrieb von 1 mg/l AFS die Phosphorkonzentration auf 0,02 bis über 0,04 mg/l anhebt. Diese herausfordernden Anforderungen wurden im Projekt entsprechend verfolgt.

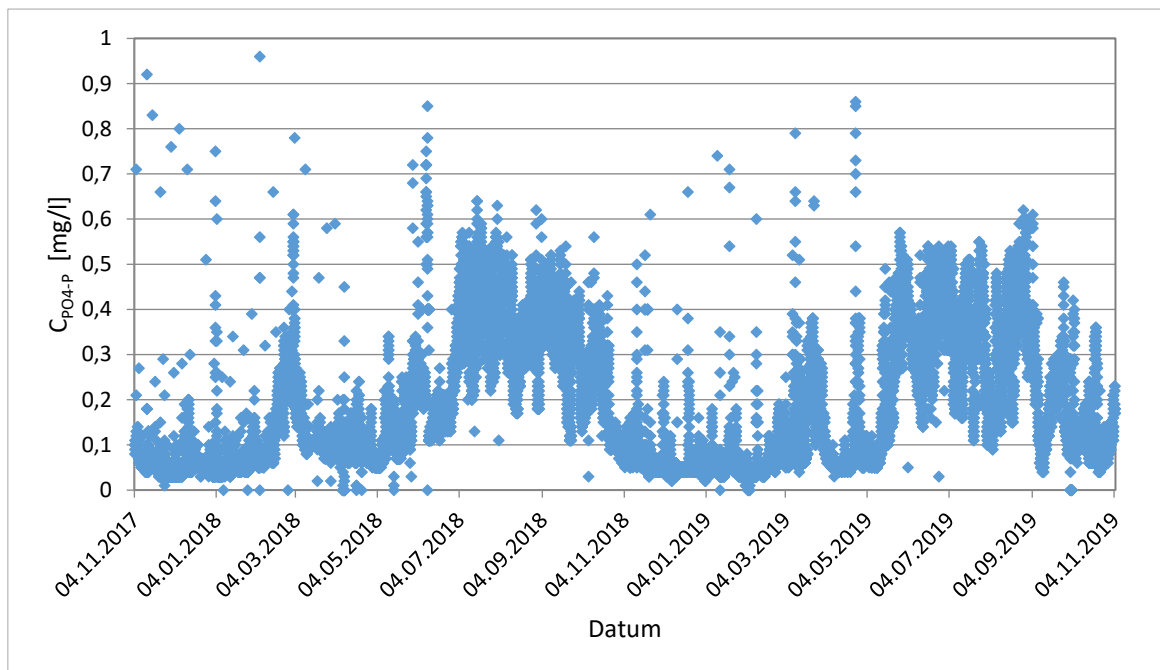


Abbildung 2.2: Konzentrationen an Orthophosphat (PO_4 -P) im Ablauf der Kläranlage Briest

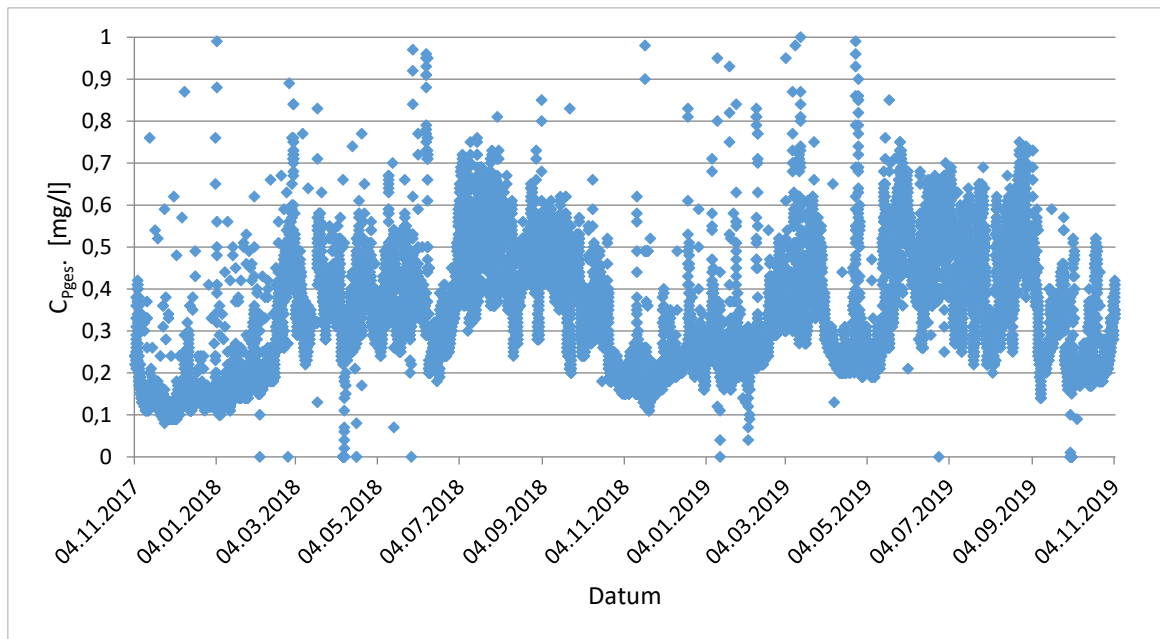


Abbildung 2.3: Konzentrationen Gesamtphosphor (P_{ges}) im Ablauf der Kläranlage Briest

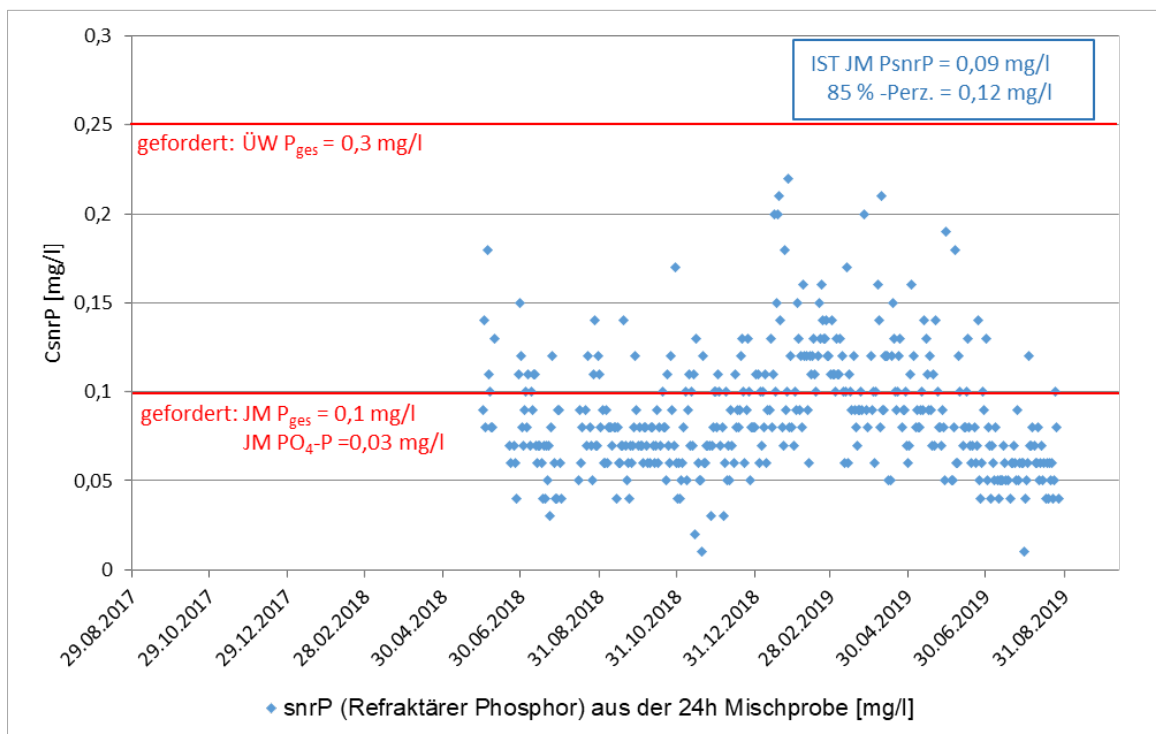


Abbildung 2.4: Refraktärer Phosphor (snrP) im Ablauf der Kläranlage Briest

Die Auslegung der Aggregate für die Versuchsanlage erfolgte auf Basis der ausgewerteten Betriebsdaten der Kläranlage. Die Zulaufpumpe zur Versuchsanlage wurde für den Bereich $2,5 \text{ m}^3/\text{h}$ bis zunächst $10 \text{ m}^3/\text{h}$ ausgelegt. So konnte der Zuflussbereich zur Kläranlage von 200 bis $800 \text{ m}^3/\text{h}$ durchflussproportional auf die Versuchsanlage übertragen werden und der Zufluss zur Versuchsanlage mit einer einzelnen Pumpe abgedeckt werden (Abbildung 2.5). Bei Zuflüssen $\leq 200 \text{ m}^3/\text{h}$ werden konstant $2,5 \text{ m}^3/\text{h}$ zur Versuchsanlage geleitet, bei Zuflüssen $\geq 800 \text{ m}^3/\text{h}$ werden konstant $10 \text{ m}^3/\text{h}$ (\cong

Filtergeschwindigkeit 13,9 m/h) zur Versuchsanlage geleitet. Der obere Wert wurde im Laufe des Anlagenbetriebs auf 8 m³/h reduziert, um die Feststoffabscheidung im Filter zu verbessern (siehe Kapitel 4).

Über die Steuerung der Zulaufpumpe konnten die tatsächlichen Betriebsbedingungen (Wassermengen und Konzentrationen) und somit die Belastung (Hydraulik und Feststoffe) der Kläranlage durchflussproportional abgebildet werden. Damit konnte die Belastung, die Leistungsfähigkeit und die Wirtschaftlichkeit (Stichwort: Spülintervalle) der Flockungsfiltration realitätsnah dargestellt werden.

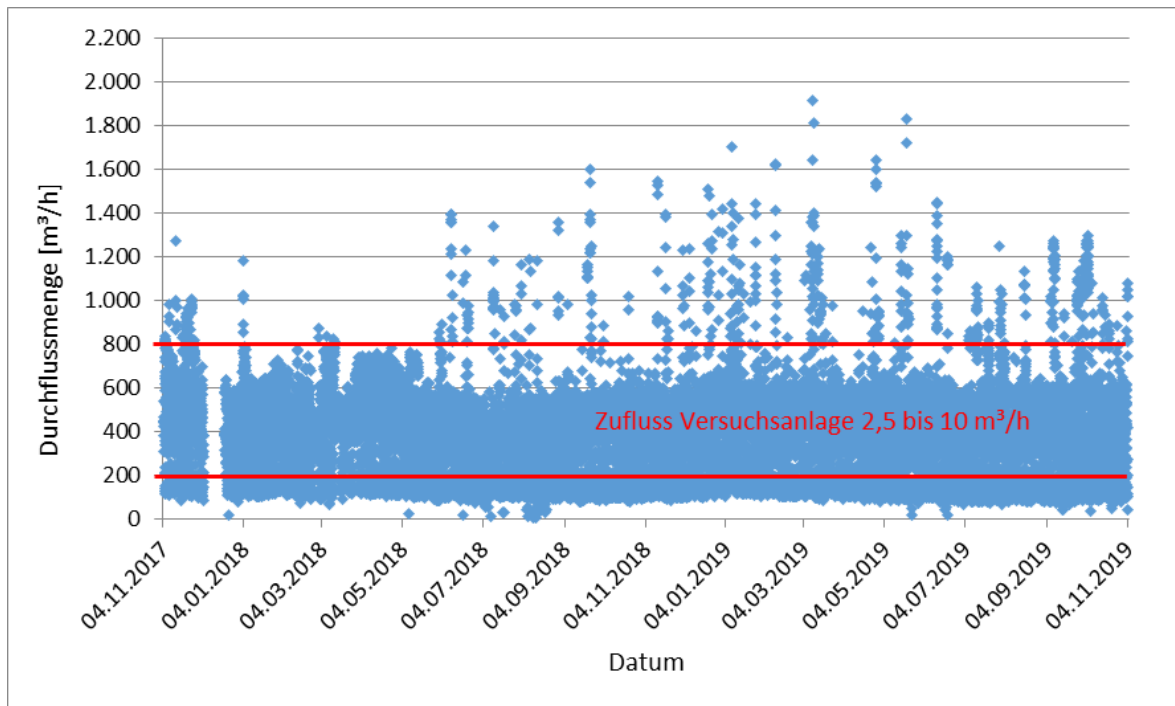


Abbildung 2.5: Zuflussbereich zur Kläranlage Briest und durchflussproportionaler Zuflussbereich zur Versuchsanlage

2.2. Anlagen- und Verfahrenskonzept

Verfahrenstechnischer Kern der Pilotanlage zur weitestgehenden Phosphorelimination ist die P-Fällung über eine automatisierte Dosierung von Fällmittel mit nachfolgender Einmischung und einem Reaktionsbehälter zur Flockenbildung sowie die anschließende Filtration über einen kontinuierlichen Sandfilter. Das Anlagenschema ist in Abbildung 2.6 dargestellt. Für eine bessere Übersicht kann das Schema in größerer Darstellung dem Anhang entnommen werden. Abgesehen vom Reaktionsbehälter und dem Sandfilter ist die Anlage komplett in einem Container eingehaust, siehe Fotos in Abbildung 2.1.

Die Pilotanlage behandelt einen Teilstrom des Ablaufs aus der Nachklärung der Kläranlage Briest. Der Zulauf in die Versuchsanlage erfolgt über eine frequenzgesteuerte Pumpe im Nachklärbeckenablaufschacht. So können sowohl Tagesganglinien als auch kontinuierliche Zuflüsse vorgegeben werden, die durch ein MID im Zulauf des Versuchscontainers gemessen werden.

Der Zulauf kann bei geringen PO₄-P Konzentrationen mit Phosphorsäure aufgestockt werden. Mit einer Membranpumpe, Typ Sera, wird die Phosphorsäure in einen statischen Mischer, Typ Statiflo, dosiert. Nach dem Mischer ist ein Probenahmehahn und ein Anschluss für den Phosphat-Analysator (Kanal 1) installiert. Für Bedarfsfälle wurde außerdem eine Flockungshilfsmittelstation installiert, deren Dosierstelle variabel in die Zulaufleitung zum Flockungstank oder direkt in den Flockungstank

angebracht werden kann. Wäre eine Zielwerterreichung allein mit Fällmittel nicht möglich gewesen, wären hier testweise Flockungshilfsmittel zum Einsatz gekommen, um den Feststoffrückhalt weiter zu verbessern. Da Flockungshilfsmittel jedoch oftmals zu Verklebungen im Sandfilterbett führen, wurde auf dessen Einsatz vorzugsweise verzichtet. Nach einer Reaktionsstrecke fließt das Wasser in einen Reaktionsbehälter mit Rührwerk außerhalb des Containers (aufgeständert in ca. 4 m Höhe). Die Aufenthaltszeit und Einmischzeit der beim Fällprozess entstehenden Flocken beträgt in Abhängigkeit der Durchflussmenge zwischen 18 und 36 min inkl. der Aufenthaltszeit im Filterbett.

Nach dem Reaktionsbehälter fließt das Wasser durch den DynaSand-Filter. Das Filtrat wird in einen Probenahmebehälter geleitet. In diesem sind eine Trübungssonde, eine pH- und Temperatursonde, ein Zulauf zum Phosphat-Analysator (Kanal 2) und der Zulauf für den 24-h-Mischprobenehmer installiert. Das Filtrat wird zum Ablauf der Kläranlage und das Spülwasser zum Kläranlagenzulauf geleitet. Eine weitere 24-h-Mischprobe wird im Reaktionstank vor der Filtration entnommen.

Das Spülwasser des Filters kann bedarfsweise über Drain-Bags zur Sammlung von Feststoffen für die Phosphorpflanzenverfügbarkeitstests geleitet werden.

Für die Automatisierung der Versuchsanlage kam eine Steuerung vom Typ S7 der Fa. Siemens zum Einsatz, welche über das Leitsystem der Kläranlage mit dem Messdatenarchivsystem (Typ ACRON) verbunden war. Die Steuerung und Regelung der Fällmitteldosierung erfolgt über ein RTC-Modul der Fa. Hach. Der Betrieb des Sandfilters wird durch eine unabhängige Siemens-Logo-Steuerung übernommen.

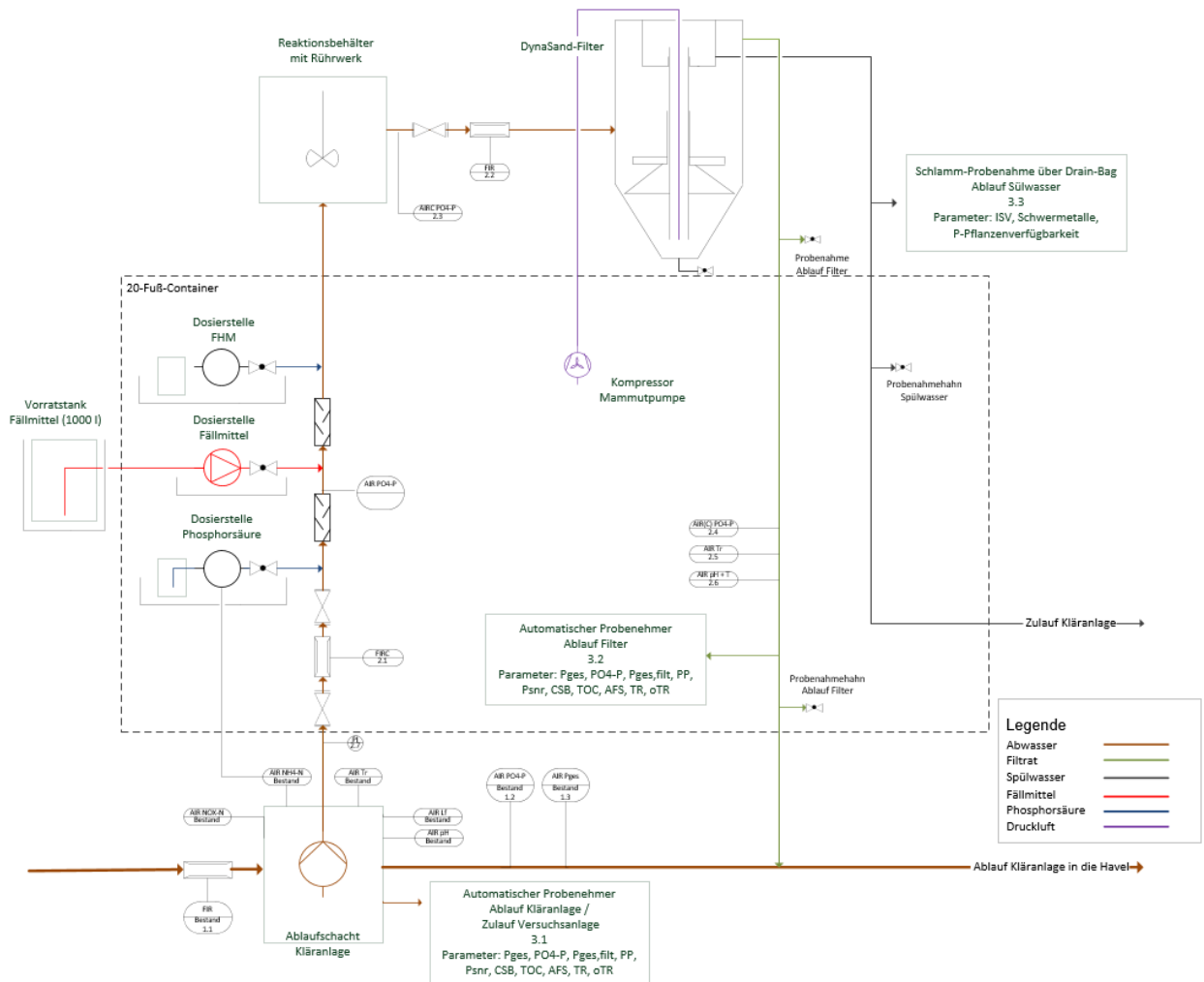


Abbildung 2.6: Anlagenschema der Pilotanlage zur P-Fällung

2.3. Funktionsweise des kontinuierlichen Sandfilters

In der Pilotanlage wird ein DynaSand-Filter der Fa. Nordic Water eingesetzt. Beim DynaSand-Filter (Abbildung 2.7) handelt es sich um ein kontinuierlich arbeitendes Filtersystem, d. h. es ist nicht erforderlich, den Filter zwecks Rückspülung oder zum Reinigen des Filtermaterials abzuschalten. Es gibt keine beweglichen Teile oder Speicherbecken, Rückspülpumpen oder automatische Ventile. DynaSand-Filter werden weltweit zur Trinkwasseraufbereitung und Abwasserentsorgung sowie für die Industrieabwasserbehandlung eingesetzt.

Im Filter strömt das Wasser kontinuierlich von unten nach oben durch das Filterbett, zugleich bewegt sich das Filtermaterial von oben nach unten. Während des Filtriervorgangs wird das Filtermaterial in einem Wäscher gereinigt und gleichzeitig werden die suspendierten Verunreinigungen entfernt. Die abgetrennten Verunreinigungen verlassen den Filter zusammen mit dem Waschwasser.

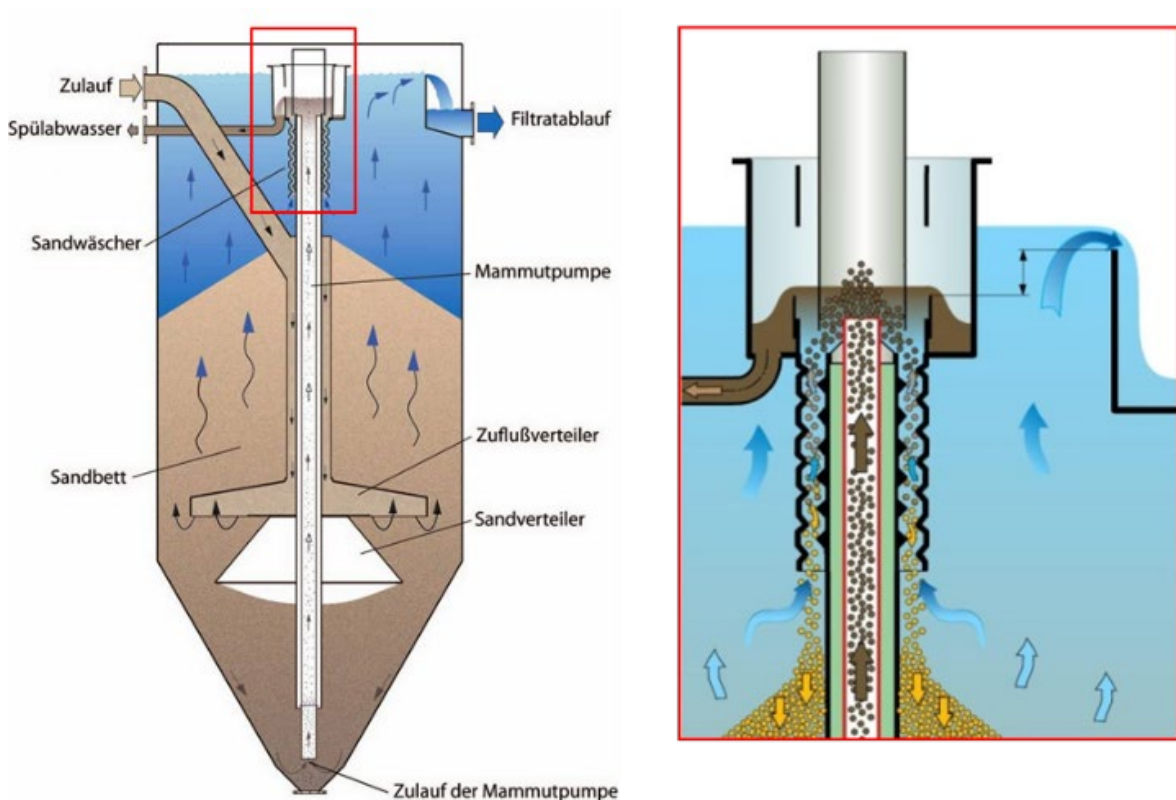


Abbildung 2.7: Schematische Darstellung DynaSand-Filter

Wie in Abbildung 2.7 dargestellt, strömt das Wasser durch das Zulaufrohr und den Zulaufverteiler in den Filter. Es steigt durch das sich nach unten bewegende Filterbett nach oben. Das filtrierte Wasser verlässt anschließend den Filter über eine Überfallkante durch das Ablaufrohr im oberen Filterteil.

Der verschmutzte Sand wird durch eine Mammutpumpe vom Filterboden zum oberen Bereich des Sandwäschers transportiert und sinkt anschließend durch den Sandwäscher, wo er im Gegenstrom mit sauberem Filtrat gereinigt wird. Der gereinigte Sand fällt auf die Oberfläche des Filterbetts zurück und nimmt dann erneut am Filtrierprozess teil. Das mit Schmutzstoffen angereicherte Waschwasser verlässt den Filter durch den Waschwasserablauf. Im unteren Teil des Filters befindet sich ein Sandverteilerkonus, durch den eine gleichmäßige Geschwindigkeit des Sandes über der gesamten Filterfläche gewährleistet wird.

Zwischen dem Zulauf und dem Waschwasserablauf befindet sich ein Entlüftungsrohr. Zur Messung des Druckverlusts befindet sich am Entlüftungsrohr ein Widerstandsmessrohr und eine Drucksonde, die den Filterwiderstand in einer Höheneinheit quantifiziert. Der Filterwiderstand hängt von der Oberflächenbelastung, den Druckverlusten durch Filtereinbauten, der Schlammbelastung sowie dem Filtermedium und der Höhe ab.

Um den feststofflichen Beladungszustand und den damit einhergehenden hydraulischen Verlust der Filter anzupassen, kann die Sandwäsche intermittierend betrieben werden. Die Spülzyklen der Sandwäsche wird projektbezogen auf die Schlammbelastung eingestellt und während des Betriebs optimiert. Auf diese Weise werden Energiebedarf und Spülwassermenge reduziert. Des Weiteren wird den Feststoffen die Möglichkeit gegeben, sich teilweise im Filter aufzubauen, wodurch ein sekundäres Filterbett entsteht und die Filtratqualität weiter verbessert wird.

Die technischen Daten des eingesetzten Filters sind nachfolgend zusammengestellt:

Tabelle 2.1: Technische Daten des DynaSand-Filters

	Einheit	Wert
Filtertyp	-	DST07
Filterfläche	m ²	0,7
Filterbetthöhe	m	2
Körnung des Filtermaterials	mm	1 – 2
Sand-Cycle-System	-	30 RFID-Tags

2.4. Filterbettüberwachung durch Sand-Cycle-Technologie

Bei der Inbetriebnahme des DynaSand-Filters wurde die Sandsinkgeschwindigkeit und die Waschwassermenge für die örtlichen Bedingungen optimal eingestellt und im Betrieb weiterhin überwacht. Die Sandsinkgeschwindigkeit ist im laufenden Betrieb ein wichtiger Indikator für mögliche Komplikationen sowie den Leistungszustand des Filters. Um diesen Parameter kontinuierlich zu messen, wurde die Sand-Cycle-Technologie, eine Echtzeitüberwachung des Filterbetts, eingesetzt. Die Technologie basiert auf der Radiofrequenz-Identifikation (RFID) von in das Filterbett eingebrachten RFID-Tags, die konvergierend mit dem Filtermedium (Sand) den Filter durchqueren. Dadurch können neben der Sandsinkgeschwindigkeit, auch die Filterleistung, „tote“ Zonen im Filterbett und die Homogenität der Sandumlauftrate bestimmt und angezeigt werden. Es umfasst:

- RFID-Chips (Transponder) im Filterbett,
- Reader (mit Antenne) an der Mammutpumpe,
- Decoder zum Sammeln der Daten,
- Datenlogger speichert Daten vom Decoder in einem lesbaren Format und eine
- SIM-Karte zur Datenübertragung vom Datenlogger.

2.5. Messstellen und Messtechnik

Online-Phosphatmessung

Zur Automatisierung der Fällmitteldosierung und Überwachung der Ablaufwerte wurde jeweils eine Online-Phosphatmessung vor dem Filter und im Ablauf des Filters installiert. Für die zu untersuchenden, sehr geringen Ablaufwerte gibt es kaum Messgeräte mit ausreichenden Referenzen im Abwasserbereich. Mit strengeren Ablaufgrenzwerten erhöht sich zum einen die Anforderung an die Genauigkeit der Messmethode, da geringe Konzentrationen nur kleine Fehlertoleranzen zulassen, zum

anderen macht die automatisierte Fällmitteldosierung kontinuierliche Messungen erforderlich, um die Fällmittelmenge möglichst genau und verzögerungsfrei anpassen zu können.

Für P-Messungen haben sich fotometrische Messungen, wie das Molybdänblau-Verfahren (Blaumethode, ISO DIN EN ISO 6878) und das Vanadat-Molybdat-Verfahren (Gelbmethode) etabliert. Die Blaumethode eignet sich für einen geringen Konzentrationsbereich von 0,01 – 5 mg/l PO₄-P (DWA, 2020). Für die Versuchsanlage wurde der eigentlich für den Kraftwerksbereich vorgesehene und im Abwasserbereich bisher nur in Versuchsanlagen (z. B. 3-monatiger Test in der OWA Tegel) eingesetzte Phosphat-Analysator nach der Blaumethode, Typ 5500 sc der Fa. HACH eingesetzt. Zur Probenaufbereitung kamen verschiedene Filterelemente zum Einsatz.

Aufgrund von Lieferengpässen bei den Reagenzien für das 5500 sc während der Projektlaufzeit kam als Ersatz zeitweise das Gerät Phosphax sc LR zum Einsatz, welches nach der Gelbmethode misst. Mit diesem Gerät ergaben sich bei sehr geringen Ablaufwerten leicht geringere Werte als im Labor (durchgeführt mit Küvettentests der Fa. Hach). Mit dem 5500 sc gemessene Werte liegen i. d. R. etwas höher als die Laborwerte. In Tabelle 2.2 sind die auf der Versuchsanlage eingesetzten Geräte zur Onlinemessung von Phosphorkonzentrationen inkl. dem Messgerät im Ablauf der Kläranlage aufgelistet.

Tabelle 2.2: Eingesetzte Onlinemessungen für die Phosphorbestimmung

Messort	Einheit	Phosphax Sigma	Phosphax sc LR	5500 sc
Messmethode	-	Blaumethode	Gelbmethode	Blaumethode
Parameter	-	PO ₄ -P; P _{ges}	PO ₄ -P	PO ₄ -P
Messbereich	mg/l	0,01 – 5	0,015 – 2	0,004 – 3
Messintervall	Min	10	1 - 120	9,5 (bei 25 °C)
Messunsicherheit		2 % + 0,02 mg/l	2 % + 0,015 mg/l	±0,004 mg/l oder ±4 %
Messstelle	-	Ablauf Nachklärung	Zu- und Ablauf Versuchsanlage	Zu- und Ablauf Versuchsanlage

Weitere Messparameter

In Tabelle 2.3 sind sämtliche Mess- und Betriebsparameter, die erfasst wurden, zusammengefasst. Die entsprechenden Messstellen in der Pilotanlage sind in Abbildung 2.6 bzw. im Anhang dargestellt.

Tabelle 2.3: Übersicht der Mess- und Betriebsparameter zur P-Elimination

Parameter	Kurzzeichen	Einheit	Art der Probenahme	Analysegerät
Zulauf Kläranlage		m ³ /h	kontinuierl. Messung	MID
Zulauf Versuchsanlage	Q	m ³ /h	kontinuierl. Messung	MID
Gesamtposphorkonzentration Ablauf Kläranlage = Zulauf Versuchsanlage	C _{Pges}	mg/l	kontinuierl. Messung	Phosphax Sigma
Orthophosphatkonzentration Ablauf Kläranlage = Zulauf Versuchsanlage	C _{PO₄-P}	mg/l	kontinuierl. Messung	Phosphax Sigma
Gesamtposphorkonzentration Ablauf Versuchsanlage	C _{Pges}	mg/l	24-h-Mischprobe	DR 5000 mit LCK349 / LCS
Gesamtposphorkonzentration Ablauf Versuchsanlage	C _{Pges,fil}	mg/l	24-h-Mischprobe	DR 5000 mit LCK349 / LCS

Parameter	Kurzzeichen	Einheit	Art der Probenahme	Analysegerät
Orthophosphatkonzentration Zulauf DynaSand-Filter	C _{PO4-P,zu,fil}	mg/l	Onlinemessung	5500 sc / Phosphax sc LR
Orthophosphatkonzentration Ablauf Versuchsanlage	C _{PO4-P,Ab}	mg/l	Onlinemessung	5500 sc / Phosphax sc LR
Konzentration an abfiltrierbaren Stoffen Ablauf Versuchsanlage	AFS, TS	mg/l	24-h-Mischprobe	Filtration
pH-Wert Ablauf Versuchsanlage	pH-Wert	-	kontinuierl. Messung	pH-Sonde
Säurekapazität Ablauf Versuchsanlage	S _{KS}	mmol/l	24-h-Mischprobe	S _{KS} -Sonde
Trübung Ablauf Versuchsanlage	Trübung	FNU	kontinuierl. Messung	Trübungssonde
Filterwiderstand im Filterbett		cm	kontinuierl. Messung	Höhenstandsmessung
Sandzirkulation im Filterbett		mm/min	kontinuierl. Messung	Sand Cycle RFID-Tags
Homogenität des Filterbetts		%	kontinuierl. Messung	Sand Cycle RFID-Tags
Dosiermenge Fällmittel		l/h	kontinuierl. Messung	Ausgabe Membranpumpe Sera
Dosiermenge Phosphorsäure		l/h	kontinuierl. Messung	Ausgabe Membranpumpe Sera
Betriebszustand Kompressor des Filters (Spülzyklus)		0 / 1	Sonderspülung AN / AUS	-

3. Untersuchungs- und Messprogramm

Messparameter

Um die betriebssicher erzielbaren minimalen Phosphorablaufkonzentrationen und den dafür notwendigen Fällmittelbedarf zu bestimmen, wurde mit der Pilotanlage ein mehrstufiges Untersuchungsprogramm durchgeführt. Dabei wurden über die hydraulische Belastung der Anlage und die Konzentrationen von AFS, P_{ges} , $P_{ges,filtr.}$, $PO_4\text{-P}$ und $snrP$ im Zulauf der Versuchsanlage, im Ablauf des Flockungstanks (Zulauf des DynaSand-Filters) und im Ablauf des DynaSand-Filters die wichtigen Parameter zur Bestimmung der Phosphorelimination ermittelt. Parallel dazu wurden der Verbrauch an Fällmitteln über die Soll-Werte der Steuerung und die Ist-Werte der Dosierpumpe bestimmt. Zusätzlich wurden zur betrieblichen Überwachung der pH-Wert, die Säurekapazität und die Trübung im Ablauf gemessen. Eine Übersicht über die Messparameter und Messstellen wird im vorstehenden Abschnitt in Tabelle 2.3 und im Anlagenschema in Abbildung 2.6 bzw. Anhang gegeben.

Die $PO_4\text{-P}$ Konzentrationen im Zulauf und Ablauf der Versuchsanlage wurden überwiegend mit dem Online-Analysator 5500 sc bestimmt. Der Zulauf wurde hinter dem Mischer für die Phosphoraufstockung gemessen, um den tatsächlichen P-Gehalt im Zulaufstrom zu ermitteln. Der Ablauf wurde in einem vollständig durchmischten Probenahmebehälter nach dem DynaSand-Filter gemessen.

Um die Onlinemesstechnik zu verifizieren und den Feststoffrückhalt des DynaSand-Filters zu bestimmen, wurden zusätzlich mittels zwei automatischen Probenehmern, Typ Basic EX1 der Firma Ori, an bestimmten Messtagen 24-h-Mischproben gewonnen und AFS, P_{ges} , $P_{ges,filtr.}$ und $PO_4\text{-P}$ gemessen, sowie $snrP$ daraus berechnet. Dafür wurde zum einen der Ablauf des Flockungstanks zeitproportional beprobt, hauptsächlich um den Feststoffgehalt (AFS) im Filterzulauf zu ermitteln und zum anderen wurde der Ablauf des Filters volumenproportional aus demselben durchmischten Probenahmebehälter, aus dem auch der Onlineanalysator die Proben zieht, beprobt. Die entsprechenden Laboranalysen erfolgten mittels Unterdruckfiltration für AFS und den Küvettentests LCK 349 bzw. LSK 349 der Fa. HACH für die Phosphor-Parameter. Zu Beginn der Untersuchungen wurden auf Wunsch des Landesamtes für Umwelt (LfU) darüber hinaus noch CSB und TOC im Ablauf des DynaSand-Filters gemessen. Diese Messungen wurden jedoch aufgrund der aufwendigen Durchführung bei geringem Mehrwert – die Werte sind mit dem des Kläranlagenablaufs vergleichbar – nicht weiterverfolgt.

Der mit dem Spülwasser anfallende Tertiärschlamm wurde ebenfalls beprobt, siehe Kapitel 5, um die Möglichkeit einer landwirtschaftlichen Weiterverwendung zu untersuchen.

Auswahl des Fällmittels

Das ursprüngliche Messprogramm sah Versuchsphasen jeweils mit Eisen- und mit Aluminium-Fällmitteln vor. Um das für die vorliegenden Abwasserhältnisse optimale Fällmittel zu bestimmen, wurden vor Beginn der großtechnischen Untersuchungsphasen mittels Jar-Tests (Becherglasversuchen) die drei gängigen Fällmittel Eisen(III)chlorid, Aluminiumsulfat und Polyaluminiumchlorid (PAC) getestet. In diesen Labortests waren für alle drei Fällmittel überstöchiometrische Koeffizienten (β -Wert) von über 10 notwendig. Da das Eisenprodukt am besten abschnitt, gefolgt von Aluminiumsulfat und PAC, wurde Eisen(III)chlorid als Fällmittel für die Untersuchungen ausgewählt. Aufgrund von größeren Verzögerungen im Projektablauf wurde auf den geplanten Wechsel des Fällmittels verzichtet, es wurden daher alle im Folgenden beschriebenen Untersuchungen mit Eisen(III)chlorid durchgeführt.

Schwierigkeiten beim Betrieb des Phosphoranalysators

Eine besondere Herausforderung stellte die Messtechnik für die sehr niedrigen Phosphatwerte dar. Vergleichsuntersuchungen mit Laborwerten zeigten direkt nach der Inbetriebnahme, dass die Probenvorbereitung mittels der herstellerseitig empfohlenen und gelieferten 60- μm -Probensieb keine

ausreichende Partikelfreiheit gewährleisten und durch 1- μ m-Kerzenfilter ersetzt werden mussten, um valide Werte zu erzeugen.

Große Behinderungen des regulären Versuchsanlagenbetriebs ergaben sich über längere Zeiträume, in denen von der Fa. Hach die Reagenzien für den Phosphat-Analysator 5500 sc nicht geliefert werden konnten (Juli 2021 bis März 2022, Juli bis November 2022 und Januar bis Februar 2023). Diese Zeiträume wurden im August 2021 zunächst durch Handmessungen überbrückt. Ende November 2021 wurden vom Hersteller zwei Ersatzgeräte vom Typ Phosphax sc LR (Analysator nach der Gelbmethode) zur Verfügung gestellt. In der Inbetriebnahmephase zeichnete sich bereits ab, dass das Phosphax sc LR im Vergleich zu den maßgebenden Laboranalysen i. d. R. zu geringe Messwerte erzeugt. Die weiteren Validierungsuntersuchungen der Ersatzgeräte untermauerten die Erkenntnis, dass im unteren Messbereich nahe dem Zielwert von 0,03 mg/l PO₄-P Messabweichungen in Form geringerer Messwerte als in den Laboranalysen (nach der Blaumethode) auftraten. Dies führte dazu, dass die Fällmittelzugabe nicht ausreichend nachgeregelt wurde und die Einhaltung sehr niedriger Sollwerte für PO₄-P im Labor nicht nachgewiesen werden konnte.

Untersuchungsprogramm

Im Anschluss an die Inbetriebnahme der Pilotanlage im Frühjahr 2021 wurden in einer ersten Untersuchungsphase zunächst die Grenzen der Feststoffbelastung des Filters untersucht, um geeignete hydraulische Belastungen für die Anlage festlegen zu können. In einer zweiten Untersuchungsphase wurde die generell erzielbare Phosphatelimination bei festgelegten überstöchiometrischen Koeffizienten (β -Werten) ermittelt. Im anschließenden kontinuierlichen Regelbetrieb, der regelmäßig für Arbeiten an der Anlagen- und MSR-Technik unterbrochen werden musste, wurden zahlreiche Variationen der Einstellungen sowie Einzelfragestellungen untersucht (siehe Erläuterungen in Kapitel 4).

Um gesicherte Aussagen bzgl. des Zusammenhangs zwischen eingesetztem β -Wert und erreichbarer Ablaufkonzentration im Bereich zwischen 0,5 und 0,02 mg/l PO₄-P zu erhalten, wurde nach dem kontinuierlichen Regelbetrieb eine Phase angeschlossen, in der gezielt auf Werte zwischen 0,5 und 0,02 mg/l nachgeregelt wurde, um den β -Wert zu bestimmen. Wegen der großen Schwankungen bei der Regelung der Fällmitteldosierung und damit relativ groben Mittelwerten für den β -Wert wurde die Phase wiederholt, diesmal unter reiner Steuerung.

Parallel wurden Untersuchungen zur Pflanzenverfügbarkeit des Phosphors im Fällschlamm durchgeführt.

Die Untersuchungsphasen verliefen in der zeitlichen Abfolge insgesamt wie folgt:

- Inbetriebnahme der Pilotanlage 15.03.2021 – 08.04.2021
- Filterbelastungsphase 10.05.2021 – 29.06.2021
- Feste β -Werte (Onlinemessung) 12.07.2021 – 20.07.2021
- Feste β -Werte (Handmessung) 19.08.2021 – 02.09.2021
- *Betriebsunterbrechung wegen fehlender Reagenzien* 02.09.2021 – 27.11.2021
- Inbetriebnahme Ersatzmessgerät Phosphax sc LR 29.11.2021 – 06.12.2021
- Kontinuierlicher Regelbetrieb mit Ersatzmessgerät 07.12.2021 – 19.03.2022
- Kontinuierlicher Regelbetrieb mit 5500 sc 20.03.2022 – 22.05.2022
- Erzielbare P-Konzentration in Abhängigkeit vom β -Wert (Steuern & Regeln) 26.05.2022 – 15.07.2022
- *Betriebsunterbrechung wegen fehlender Reagenzien* 16.07.2022 – 09.11.2022
- Erzielbare P-Konzentration in Abhängigkeit vom β -Wert (Steuern & Regeln)
- *Betriebsunterbrechung wegen fehlender Reagenzien* 06.01.2023 – 06.02.2023
- Kontinuierlicher Regelbetrieb mit 5500 sc 07.02.2023 – 15.03.2023

Wie ausgewiesen, mussten die geplanten Untersuchungsphasen wegen der Lieferprobleme bei den Reagenzien für den Phosphatanalysator 5500 sc der Fa. Hach mehrfach unterbrochen, verkürzt bzw. angepasst werden. Untersuchungen mit Ersatzgeräten und Handmessungen führten zu zusätzlichem Aufwand und Verzögerungen gegenüber der ursprünglichen Planung.

4. Ergebnisse der Untersuchungsphasen zur Phosphorelimination

Die Ergebnisse der im Kapitel 3 aufgeführten Untersuchungsphasen werden nachfolgend dargelegt.

4.1. Filterbelastungsphase

In dieser Untersuchungsphase wurden die Grenzen der Feststoffbelastung des Filters untersucht. Dazu wurde der Filter vom 10.05. bis 29.06.2021 in insgesamt vier Filterbelastungsphasen mit unterschiedlichen Phosphatfrachten und dementsprechend unterschiedlich hohen Fällmittelmengen beschickt, siehe Tabelle 4.1.

Ziel dieser Versuche war es, bei vorgegebener $\text{PO}_4\text{-P}$ -Zulaufkonzentration ($C_{\text{PO}_4\text{-P,zu,fil}}$) durch Variation der Zulaufmenge (Q) sowohl die hydraulische Belastung als auch die Phosphatfracht und damit die Fällmittelmenge zu verändern und zu prüfen, ob der Filter hohen Feststoffbelastungen (Fällschlamm) standhält oder ob es zum Filterdurchbruch kommt. Der Zufluss wurde von $3 \text{ m}^3/\text{h}$ im ersten Versuch auf $8 \text{ m}^3/\text{h}$ im vierten Versuch gesteigert. Dies entspricht einer Filtergeschwindigkeit (v_F) von $4,2 \text{ m/h}$ bzw. $11,4 \text{ m/h}$. Es wurde eine für Kläranlagen mit Nachfällung relativ hohe $\text{PO}_4\text{-P}$ -Zulaufkonzentration zur Versuchsanlage von 1 mg/l gewählt und über die vier Versuchsphasen konstant gehalten, indem die Aufstockung mit Phosphorsäure in Abhängigkeit der Ablaufkonzentration der Kläranlage gesteuert wurde. Der Sollwert im Ablauf der Versuchsanlage wurde auf $0,03 \text{ mg/l PO}_4\text{-P}$ eingestellt.

Die automatisierte Fällmitteldosierung mittels RTC-Modul erfolgt über eine reine Steuerung. In Tabelle 4.1 sind die eingestellten Randbedingungen, Zeiträume und Bezeichnungen der Versuchsphasen dargestellt. T_A gibt die Summe der Aufenthaltszeiten in Flockungstank und Filter an.

Tabelle 4.1: Einstellparameter der Belastungsphasen #1 bis #4

Belastungsphase	$C_{\text{PO}_4\text{-P,zu,fil}}$	Q	v_F	T_A	$\text{AFS}_{\text{Ablauf}}$	Trübung	Zeitraum
	[mg/l]	[m^3/h]	[m/h]	[min]	[mg/l]	[NTU]	[-]
C1Q3	1,0	3	4,2	36,2	0,66	0,7	10.-11.05.2021 (16 h)
C1Q5	1,0	5	7,1	24,7	-	1,0	11.-12.05.2021 (24 h)
C1Q6	1,0	6	8,5	21,8	2,8	1,29	23.-24.06.2021 (22 h)
C1Q8	1,0	8	11,4	18,2	2,3	1,72	28.-29.06.2021 (25 h)

Der kontinuierliche Sandfilter wurde regulär alle 20 min für 10 min gespült. Nach der Versuchsphase C1Q5 kam es aufgrund eines Starkregenereignisses zu massivem Schlammabtrieb aus der Nachklärung, der zur Verschlammung des Filtersands über mehrere Tage führte. Vor der nächsten Versuchsphase C1Q6 wurde daher der Filtersand ausgetauscht und der Filter gereinigt, da ein Freispülen bei dieser Konzeption der Versuchsanlage zu lange gedauert hätte. Bei großtechnischen Anlagen wäre diese Problematik nicht aufgetreten.

$\text{PO}_4\text{-P}$, pH-Wert und Trübung wurden per Onlinemessung erfasst. Die Konzentrationen an P_{ges} , $P_{\text{ges,fil}}$ und $\text{PO}_4\text{-P}$ im Ablauf des Filters wurden zusätzlich zur $\text{PO}_4\text{-P}$ -Onlinemessung per 24-h-Mischproben in den jeweiligen Versuchszeiträumen bestimmt. Die AFS-Konzentrationen im Ablauf des

Filters sind in Tabelle 4.1 über den Versuchszeitraum dargestellt. Die AFS-Konzentrationen im Zulauf konnten wegen eines noch nicht gelieferten Probenehmers in dieser Untersuchungsphase noch nicht erfasst werden. Eine Frachtbetrachtung fand dementsprechend nicht statt. Es wurde lediglich vorab kontrolliert, ob es bei für den Versuchsaufbau typischen Filtergeschwindigkeiten in Kombination mit sehr großen Phosphor Startkonzentrationen zu einem Filterdurchbruch kommt.

Wie in Tabelle 4.1 aufgeführt ist, liegen die mittleren AFS-Werte bei höheren Zuflüssen ebenfalls höher, bleiben aber unter dem Zielwert 3 mg/l AFS. Die Trübung schwankte in den zwei letzten Phasen recht stark, liegt aber mit unter 3 FNU im geringen Bereich. Eine direkte Ursache hierfür konnte auch in anderen Versuchsphasen, in denen zeitweise erhöhte Schwankungsbreiten vorlagen, nicht eindeutig benannt werden. Für den Versuchszeitraum C1Q5 liegt kein AFS-Wert vor. Während der Versuchsreihe zur Filterbelastung erbringt der Filter auch bei hohen hydraulischen Belastungen und hohen Feststoffbelastungen eine gute Trennleistung. Die gemessenen mittleren AFS-Konzentrationen liegen zwischen 0,63 mg/l (C1Q3) und 2,8 mg/l (C1Q6). Die Trübung erreicht in Versuchsphase C1Q8 den höchsten Mittelwert von 1,73 FNU, wobei die maximal erreichten Werte je Phase ansteigen. Zum Filterdurchbruch kommt es bei keiner Phase. Die automatische Sonderspülung setzt bei 8 m³/h aufgrund eines erhöhten Filterwiderstandes ein.

4.2. Versuchsphase mit festen β -Werten

Im Zeitraum von Juli bis September 2021 wurden Versuchsreihen mit festen β -Werten durchgeführt. Ziel war es, herauszufinden, welcher β -Wert notwendig ist, um den Ablaufzielwert von 0,03 mg/l PO₄-P bei einer Zulaufkonzentration von bis zu 0,5 mg/l PO₄-P einzuhalten. In dieser Phase wurde keine Phosphorsäure zudosiert. Die Konzentration im Kläranlagenablauf wurde daher unverändert als Eingangskonzentration für die Versuchsanlage übernommen. Der Regelanteil wurde auf null gesetzt, sodass der definierte β_{eff} -Wert, der als Proportionalitätsfaktor der Steuerung vorgegeben wird, durch die Regelung nicht mehr verändert wird. Da die ersten Messreihen ab Juli 2021 wegen fehlerhafter Messwerte aufgrund mangelnder Reagenzienverfügbarkeit für den Online-Analysator 5500sc verworfen werden mussten, wurde ab August 2021 eine erneute Versuchsreihe mittels Handmessungen durchgeführt. In dieser Versuchsreihe wurden insgesamt fünf Versuchsphasen über je ca. 24 h aufgesetzt, in denen jeweils β_{eff} und die Zulaufmenge Q konstant gehalten wurden. Die letzte Versuchsphase wird im Nachgang ergänzt, um β_{eff} enger eingrenzen zu können. Der Tabelle 4.2 sind die vorgegebenen Randbedingungen, Zeiträume und Bezeichnungen der Versuchsphasen zu entnehmen. Die Versuche starteten jeweils vormittags. Bis in den Nachmittag wurden stündlich Proben genommen und mittels Küvettestests (LCK 349, LCK 549 der Fa. Hach) ausgewertet. Über Nacht lief die Anlage weiter, bis am nächsten Morgen noch eine abschließende Probe genommen wurde. Neben PO₄-P wurden mit dieser letzten Probe auch P_{ges}, und AFS jeweils im Zulauf, im Ablauf des Flockungstanks und im Ablauf des Filters gemessen, sowie snrP daraus bestimmt.

Tabelle 4.2: Parameter der Versuchsreihen mit festen β -Werten

Belastungsphase	Q	v _f	T _A	β_{eff}	Zeitraum
	[m ³ /h]	[m/h]	[min]	[-]	[-]
Q8B3	8	11,1	18,2	3	18.-19.08.
Q6B4	6	8,5	21,8	4	23.08.
Q6B5	6	8,5	21,8	5	24.-25.08.
Q6B6	6	8,5	21,8	6	25.-26.08.
Q7B4,5	7	10	19,7	4,5	31.08.-01.09.

In Abbildung 4.1 sind die Zu- und Ablaufwerte der einzelnen Versuchsphasen dargestellt. Die AFS-Werte im Ablauf des Filters lagen in diesem Versuchszeitraum unterhalb der Nachweisgrenze. In den Versuchsphasen Q8B3 ($Q = 8 \text{ m}^3/\text{h}$, $\beta_{\text{eff}} = 3$) und Q6B4 ($Q = 6 \text{ m}^3/\text{h}$, $\beta_{\text{eff}} = 4$) wird der geforderte Sollwert von $0,03 \text{ mg/l PO}_4\text{-P}$ noch nicht eingehalten. Die Ablaufwerte liegen bei $0,053$ bzw. $0,046 \text{ mg/l PO}_4\text{-P}$. Die Versuchsphase Q6B4 konnte nur über 6 h betrachtet werden.

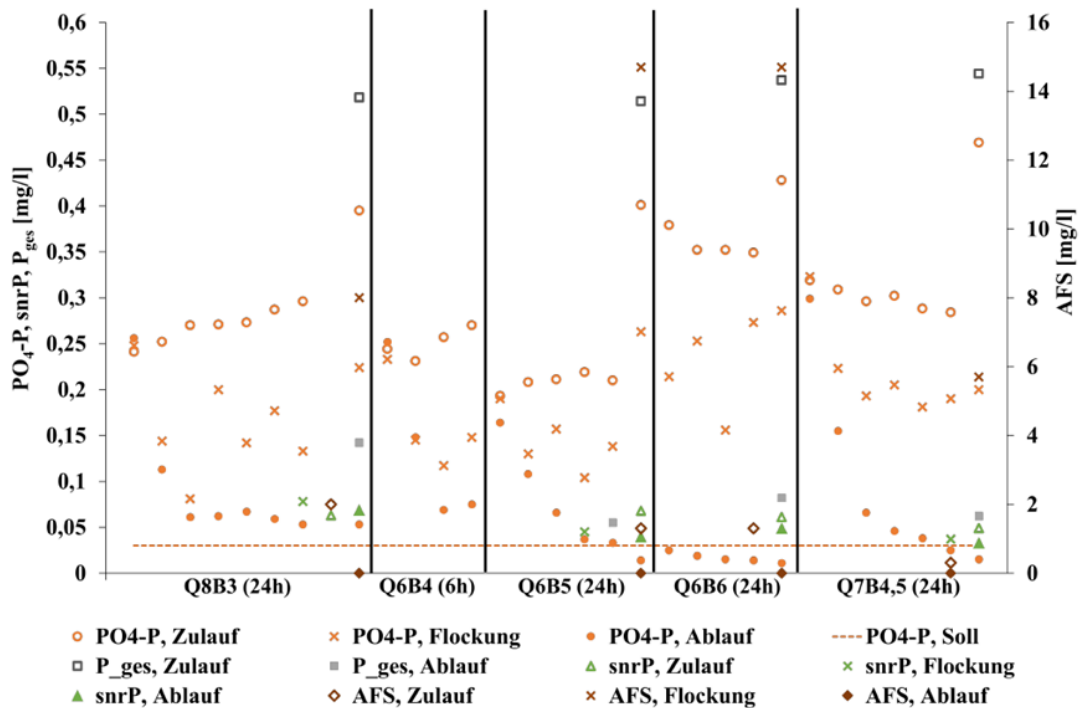


Abbildung 4.1: Ergebnisse der Versuchsreihe mit festen β -Werten

In der Versuchsphase Q6B5 ($Q = 6 \text{ m}^3/\text{h}$, $\beta_{\text{eff}} = 5$) wird der Zielwert von $0,03 \text{ mg/l PO}_4\text{-P}$ nach 24 h deutlich unterschritten ($0,014 \text{ mg/l PO}_4\text{-P}$). Bereits nach 5 h wird der Zielwert mit $0,031 \text{ mg/l PO}_4\text{-P}$ fast schon erreicht. Durch eine weitere Erhöhung auf $\beta_{\text{eff}} = 6$ in Versuchsphase Q6B6 sinkt die Endkonzentration auf $0,011 \text{ mg/l PO}_4\text{-P}$. Die Versuchsphase Q7B4,5 ($Q = 7 \text{ m}^3/\text{h}$, $\beta_{\text{eff}} = 4,5$) zeigt mit einem höheren Volumenstrom einen ähnlichen Verlauf. Hier liegt die Endkonzentration bei $0,015 \text{ mg/l PO}_4\text{-P}$.

Mit dieser Versuchsreihe konnte gezeigt werden, dass der Zielwert für $\text{PO}_4\text{-P}$ von $0,03 \text{ mg/l}$ bei konstanten Zulaufmengen und fest eingestellten β -Werten von $4,5$ und größer eingehalten und sogar deutlich unterschritten wird. Der Zielwert für P_{ges} von $0,1 \text{ mg/l } P_{\text{ges}}$, der im Jahresmittel einzuhalten ist, wird außer in Q8B3 unterschritten.

Auswertbare Daten für die snrP-Konzentration liegen für die Versuchsphasen Q6B5 und Q7B4,5 vor. Hier kann eine mittlere Gesamtreduktion von snrP von $36,9 \%$ im Ablauf des Filters ermittelt werden. Im Vergleich dazu kann die geforderte P_{ges} -Konzentration in der Versuchsphase Q8B3 bei β_{eff} -Wert = 3 mit $0,142 \text{ mg/l } P_{\text{ges}}$ noch nicht erreicht werden.

Nach DWA-A 202 (DWA, 2011) kann die Fällungsreaktion nach ca. einer Minute als abgeschlossen angesehen werden. Für den Vorgang der Flockung ist eine deutlich größere Zeitspanne von 20 bis 30 min vorzusehen. Mit den hier betrachteten Volumenströmen liegt die Aufenthaltszeit T_A mit $18,2$ bis 21 min an der unteren empfohlenen Grenze. Die Aufenthaltszeit im Flockungstank beträgt in allen Versuchsphasen $> 7,3 \text{ min}$. Ein wesentlicher Teil des Flockungsprozesses findet im Filter statt. Beim Vergleich der $\text{PO}_4\text{-P}$ -Konzentrationen im Zulauf, im Ablauf des Flockungstanks und im Ablauf des

Filters wird ersichtlich, dass zwischen 38 % (Q6B6) und 80 % (Q6B4) des insgesamt eliminierten $\text{PO}_4\text{-P}$ im Flockungstank in die ungelöste Form übergegangen ist. Der verbleibende Anteil wird erst im Filter durch eine Fällreaktion oder Adsorption an den Fällschlammflocken in eine abtrennbare Form gebracht.

4.3. Kontinuierlicher Regelbetrieb

Für den kontinuierlichen Regelbetrieb wurde der DynaSand-Filter proportional zur Ganglinie der Abflussmenge der Kläranlage beschickt, um realitätsnahe Zulaufbedingungen zu simulieren. Nach den ersten Betriebsergebnissen wurde die maximale Zulaufmenge zum Filter auf $8 \text{ m}^3/\text{h}$ festgelegt, was einer maximalen Filtergeschwindigkeit von $v_F = 11,1 \text{ m/h}$ entspricht. Diese Geschwindigkeit wird i. d. R. von großtechnischen Anlagen mit großem Q_M/Q_T -Verhältnis nur sehr selten erreicht. Die Versuchsanlage erreicht die hohen Geschwindigkeiten täglich zur Mittagszeit.

Die Phosphat-Zulaufkonzentration wurde mittels Phosphorsäure auf eine für größere Kläranlagen typische Größenordnung von $0,4 \text{ mg/l PO}_4\text{-P}$ eingestellt. Die Regelung für die Fällmitteldosierung ist aktiviert, der Steueranteil ist auf $\beta_{\text{eff}} = 4,5$ voreingestellt.

Für die $\text{PO}_4\text{-P}$ -Zielkonzentration im Ablauf der Versuchsanlage von $0,03 \text{ mg/l}$ stellt sich inkl. Regelanteil ein relativ hoher β_{IST} -Wert von 5 bis 15 ein. Eine Optimierung (Ausgleich der Schwankungen der Fällmitteldosierung) kann unter Berücksichtigung des Zeitversatzes zwischen Steuer-/Regelstelle und Messstelle bei großtechnischen Anlagen erzielt werden.

Aufgrund der dauerhaft hohen hydraulischen Belastung ging der Filter täglich über mehrere Stunden automatisch in die Sonderspülung, was aus betrieblichen und energetischen Gründen für die Gesamtanlage ungünstig ist. Dennoch können durch den Filter trotz der vergleichsweise hohen Fällmitteldosierungen gute AFS-Ablaufwerte erzielt werden.

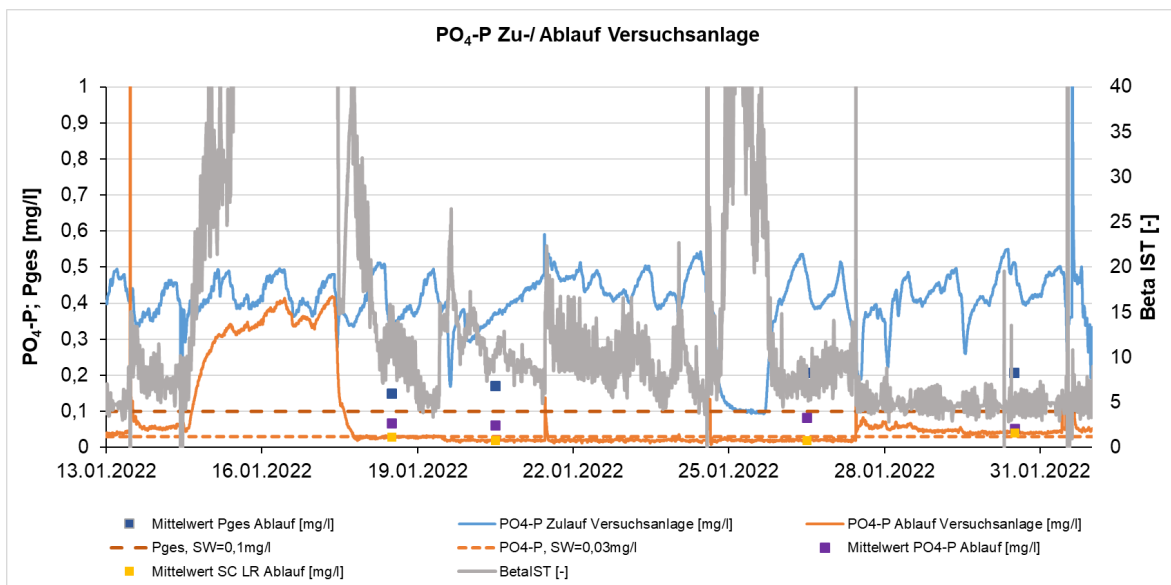


Abbildung 4.2: Kontinuierlicher Anlagenbetrieb 13.01. bis 31.01.2022

Die Zielkonzentration von $0,03 \text{ mg/l PO}_4\text{-P}$ kann durch die Laborwerte der 24-h-Mischproben nicht bestätigt werden, was auf die bereits oben beschriebenen Messeigenschaften des zu diesem Zeitpunkt in Betrieb befindlichen Phosphax sc LR zurückzuführen ist, welches im Vergleich zum Labor zu niedrige Messwerte erzeugt, wie im Nachgang festgestellt wurde (siehe Kapitel 3). Die Diskrepanz zwischen dem Laborwert und dem Messwert des Phosphax sc LR ist in Abbildung 4.2 zu erkennen.

Die Regelung hält gut den vorgegebenen Sollwert. Aufgrund der Vorkenntnisse aus den anderen Versuchsphasen ($\beta = 4,5$ bei $7 \text{ m}^3/\text{h}$) wurde am 28.01.2022 der Regelanteil wieder auf null gesetzt und ein fester β -Wert von zunächst 4,5 eingestellt, allerdings bei variierendem Zufluss. Der Anstieg der $\text{PO}_4\text{-P}$ -Ablaufkonzentration und die Angleichung zwischen dem Messwert des Onlinegerätes und dem Laborwert sind ebenfalls gut erkennbar. Die Zielkonzentration von $0,03 \text{ mg/l PO}_4\text{-P}$ aus den vorherigen Versuchsreihen konnte nicht reproduziert werden, die Messwerte lagen bei $0,05 \text{ mg/l PO}_4\text{-P}$ am 30.01.2022. Die AFS-Werte lagen bei dieser Versuchsphase bei $0,4 \text{ mg/l}$, es konnte ein guter Feststoffrückhalt im Filter verzeichnet werden. Die Bewertung der Messtechnik ist Kapitel 4.8 zu entnehmen.

Der feste β -Wert wurde im Februar 2022 sukzessive von 4,5 auf bis zu 6 erhöht, ohne die Zielkonzentration von $0,03 \text{ mg/l PO}_4\text{-P}$ in der Onlinemessung zu erreichen. Im Mittel liegt der Ablaufwert bei $0,08 \text{ mg/l PO}_4\text{-P}$, ohne ersichtlichen Einfluss der β -Wert-Erhöhung. Grund hierfür kann zum einen die schwankende und höhere hydraulische Filterbelastung sein, als auch eine mangelnde Einmischung des Fällmittels oder eine ungenügende Fällreaktion. Der Durchfluss durch die Versuchsanlage wurde daher Ende März 2022 reduziert und konstant auf 3 bzw. $4 \text{ m}^3/\text{h}$ eingestellt. Zu diesem Zeitpunkt kann auch das im niedrigen Messbereich genauere Messgerät 5500 sc wieder in Betrieb genommen werden. Die Filtergeschwindigkeit liegt mit $v_F = 4 - 5 \text{ m/h}$ weit unterhalb der nach DWA-A 202 wirtschaftlichen Filtergeschwindigkeit (Flockungsfiltration) von $v_F = 8 \text{ m/h}$ bei Trockenwetter. Der Filter geht daraufhin nicht mehr in die automatische Sonderspülung. Zusätzlich wird die Zulaufkonzentration über die Phosphorsäuredosierung auf $0,3 \text{ mg/l PO}_4\text{-P}$ reduziert. Es kann durch die durchgeführten Maßnahmen jedoch nur ein Ablaufwert von im Mittel $0,05 \text{ mg/l PO}_4\text{-P}$ erzielt werden. Die Ergebnisse der vorherigen Untersuchungsreihen können also auch durch diese veränderten Einstellungen im Regelbetrieb nicht reproduziert werden. Erst das Reaktivieren des Regelanteils (> 0) führt zur Erreichung der Sollkonzentration von $0,03 \text{ mg/l PO}_4\text{-P}$. Der β_{IST} -Wert stellt sich allerdings auf 18 ein. Aufgrund der dauerhaft hohen Fällmitteldosierung steigt der Filterwiderstand nach mehreren Tagen mit hoher Feststoffbeaufschlagung über den Sicherheitsgrenzwert und der Filter geht dauerhaft in Sonderspülung. Der β_{IST} -Wert steigt auf über 40 (Absturz des RTC-Moduls) an. Wegen der starken Überdosierung wird der Sandfilter daraufhin vom 13.04. bis zum 25.04.2022 außer Betrieb genommen und die Rohrleitungen und Einbauten des Filters überprüft. Die vier Einlaufkonstruktionen des Filters sowie der statische Mischer waren verstopft (siehe Abbildung 4.3).



Abbildung 4.3: Ablagerungen im statischen Mischer

Exemplarisch sind für die oben beschriebenen Versuchsphasen die Zu- und Ablaufkonzentration sowie die zugehörigen β -Werte in Abbildung 4.4 dargestellt. Der β_{IST} Wert berechnet sich aus der tatsächlich entfernten $\text{PO}_4\text{-P}$ -Menge ($\text{PO}_4\text{-P}_{\text{Zulauf}}$ abzgl. $\text{PO}_4\text{-P}_{\text{Ablauf}}$) und der tatsächlich dosierten Fällmittelmenge.

Tabelle 4.3: Betriebszustände beim kontinuierlichen Regelbetrieb

Zeitraum	Zufluss Filter	max. Zufluss Filter	Ca. Phosphat Zulaufkonzentration	Regelung	beff. Wert Voreinstellung Steueranteil	Phosphat Ablaufkonzentration	Kontrolle Phosphat Ablaufkonzentration durch Laborwert	β -Wert im Mittel	AFS Zu-Lauf Filter [mg/l]	Zustand Filter	Messgerät
	-	m ³ /h	mg/l	-	-	mg/l	-	-	-	-	-
Jan 22	durchflussproportional	8	0,4	aktiv	4,5	0,03	nicht bestätigt	10-15	51,26	bei Tagesspitze in Sonderspülung	SC LR
Feb 22	durchflussproportional	8	0,4	aus	4,5 bis 6	0,08	teilweise bestätigt	4,5 bis 6	34,1	bei Tagesspitze in Sonderspülung	SC LR
Mrz 22	konstant	3; 4	0,3	aus	6	0,05	bestätigt	6	23,82	keine Sonderspülung	5500 SC
Mrz / Apr 22	konstant	4	0,3	aktiv	6	0,03	bestätigt	18		keine Sonderspülung	5500 SC
ab 06.04.22	konstant	4	0,3	aktiv	6	0,03	bestätigt	> 40	61	Sonderspülung	5500 SC
Austausch Filtermaterial / Reinigung statischer Mischer											
ab 28.04.22	durchflussproportional	5,5	0,4	aktiv	6	0,03	bestätigt	22	33,78	keine Sonderspülung	5500 SC

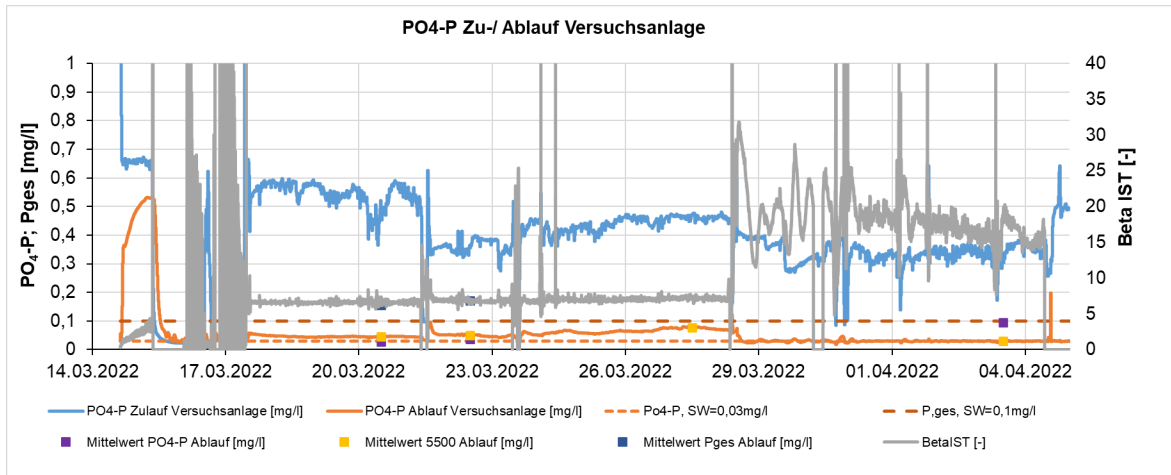


Abbildung 4.4: Kontinuierlicher Anlagenbetrieb (jedoch konstant eingestellter Zufluss)

Ab dem 25.04.2022 wurde der Filter wieder auf durchflussproportionalen Regelbetrieb umgestellt. Der maximal zulässige Zufluss zur Anlage wurde vorsorglich auf $6 \text{ m}^3/\text{h}$ ($v_F = 7,6 \text{ m/h}$) begrenzt. Die Zulaufkonzentration betrug $0,4$ bis $0,5 \text{ mg/l PO}_4\text{-P}$. Der Filterwiderstand war seit der Entleerung, Reinigung und Wiederbefüllung deutlich niedriger als vor der Reinigung, es kam auch nicht mehr zur Sonderspülung. Die Fällmittelüberdosierung am 26.04.2022 wurde durch eine Fehleinstellung der Phosphorsäure verursacht (siehe Abbildung 4.5).

Die Zielkonzentration von $0,03 \text{ mg/l PO}_4\text{-P}$ wurde durch die Regelung zuverlässig eingehalten, wie in Abbildung 4.5 zu erkennen ist. Es stellte sich allerdings ein β_{IST} -Wert von im Mittel 22 ein. Im Labor (24h-Mischprobe) wurden am 26.04.2022 mit $0,013 \text{ mg/l PO}_4\text{-P}$ und am 01.05.2022 mit $0,01 \text{ mg/l PO}_4\text{-P}$ deutlich geringere Werte gemessen. Die Fällung erfolgte somit über die Zielkonzentration hinaus, was in der Messabweichung zwischen Onlinemessgerät und Laborwert begründet liegt. Der Zielwert wäre demnach auch bei einem geringen β -Wert eingehalten worden. Mit dem 5500 sc stellt sich somit die Differenz zwischen Laborwert und Onlinemessgerät umgekehrt zu Abbildung 4.2 dar, es werden mit dem 5500 sc tendenziell höhere Werte als die Laborwerte ausgegeben.

Der Feststoffrückhalt im Filter wurde auch bei den hohen β -Werten gewährleistet und eine gute Filtrationsleistung war gegeben.

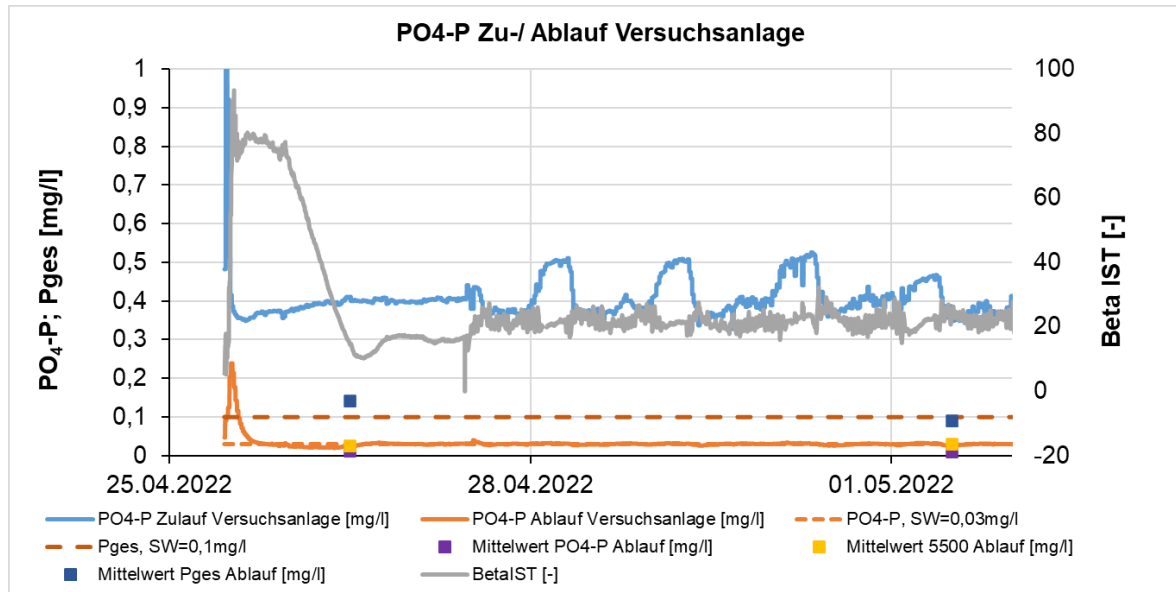


Abbildung 4.5: Kontinuierlicher Anlagenbetrieb 25.04. bis 03.05.2022

4.4. Erzielbare Phosphatkonzentration in Abhängigkeit vom β -Wert

Um die notwendigen überstöchiometrischen Koeffizienten (β -Wert) zur Erreichung von Zielwerten zwischen 0,1 und 0,01 mg/l PO₄-P zu bestimmen, wurde ab Mai 2022 gezielt dieser Bereich nachgefahren. Dies geschah zum einen, um die in der Fachliteratur nur durch Extrapolation bestimmten Werte zu verifizieren und zum anderen, um die Unstimmigkeiten bzgl. des Fällmitteleinsatzes zwischen den Versuchsphasen mit festen β -Werten und kontinuierlichem Betrieb aufzuklären. Dafür wurde das Fällmittel in einem Verhältnis von 1:4,51 mit Wasser verdünnt, um die Einmischung durch ein besseres Verhältnis von Haupt- zu Nebenstrom im Statischen Mischer zu verbessern und Ablagerungen wie in Abbildung 4.3. zu verhindern.

Zu Beginn wurde mit einem β -Wert von 4 auf den Zulauf gesteuert und auf die jeweiligen Zielgrößen nachgeregelt. Dies führte zu starken Schwingungen im Regelkreis, die zu einer großen Streubreite an ermittelten β -Werten für jeweilige Zielwerte führten. Zudem musste der Filter gelegentlich intensiv gespült werden, da es auch zu hohen Dosiermengen an Fällmittel kam. Um dem zu begegnen, wurde ab November 2022 nur gesteuert. Zu den jeweils festgelegten β -Werten wurden die erreichbaren minimalen Phosphatkonzentrationen ermittelt, vgl. Abbildung 4.6.

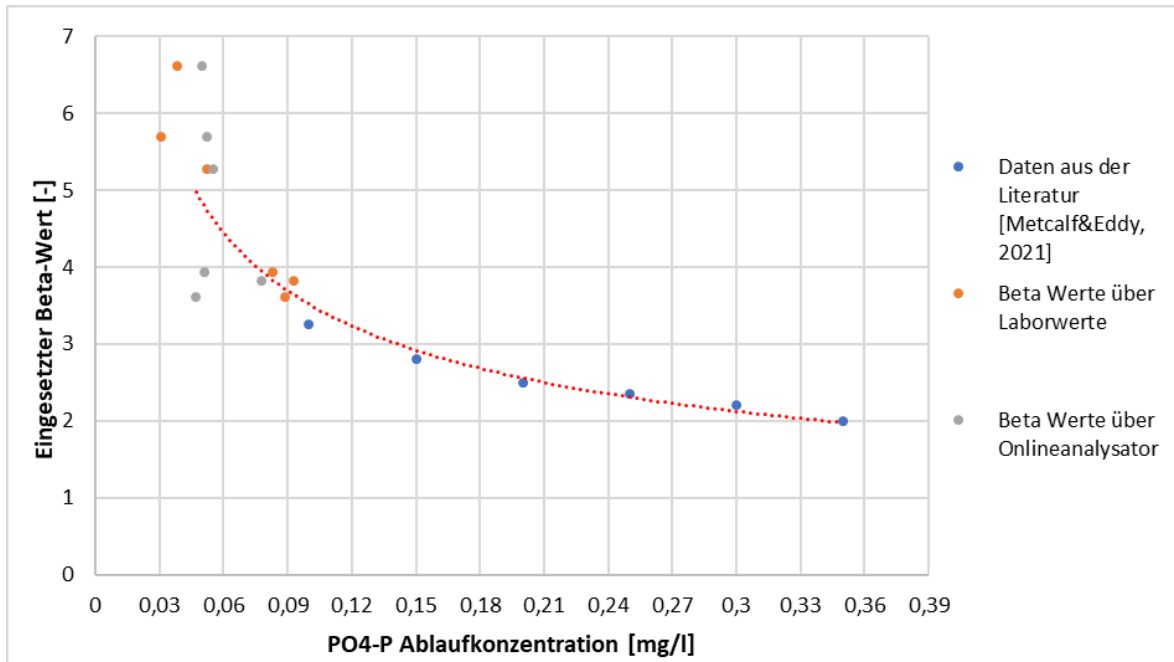


Abbildung 4.6: Zur Erreichung von Zielwerten zwischen 0,1 und 0,01 mg/l PO₄-P notwendige überstöchiometrischen Koeffizienten einer reinen Steuerung

Hier zeigt sich, dass mit dem gewählten Versuchsaufbau unter reiner Steuerung der Zielwert von 0,03 mg/l PO₄-P bei einer überstöchiometrischen Fällmittelzugabe von 6 bis 7 zu erzielen ist, womit sich die Ergebnisse aus den Handmessversuchen aus der Phase mit festen β -Werten bestätigen lassen. Werden aus allen Versuchsphasen die erzielten Ablaufkonzentrationen zusammengetragen, ergibt sich jedoch ein leicht anderes Bild, siehe Abbildung 4.7.

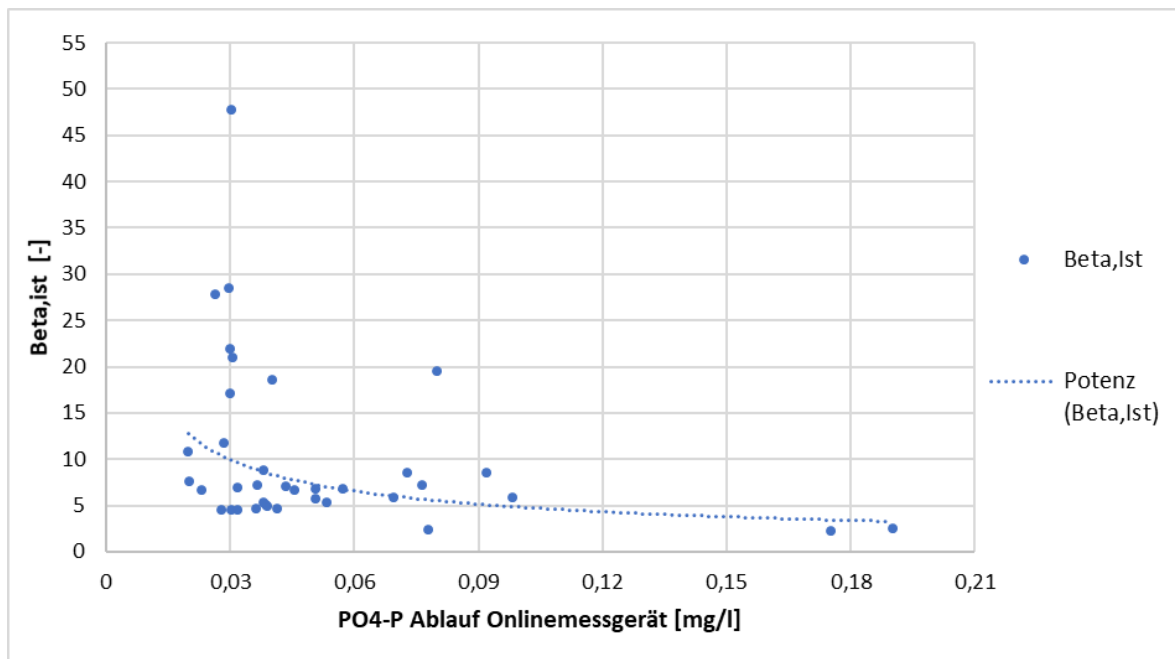


Abbildung 4.7: Erzielbare Phosphorablaufkonzentration in Abhängigkeit der β -Werte aller auswertbaren Versuche

Der gemäß diesen Daten benötigte überstöchiometrische Koeffizient beträgt nach der Trendlinie ca. 11. Dabei gibt es hier eine sehr starke Streuung der Werte zwischen 6 und 47,5, wobei die Mehrzahl der Ergebnisse über 15 liegt. Die Streuung macht eine eindeutige Zuordnung eines β -Wertes zu erzielbaren Ablaufkonzentrationen sehr schwierig.

Werden die Ergebnisse in Phasen unterteilt, in denen nur gesteuert wurde und in die in denen gesteuert und geregelt wurde, entzerrt sich das Bild etwas, siehe Abbildung 4.8.

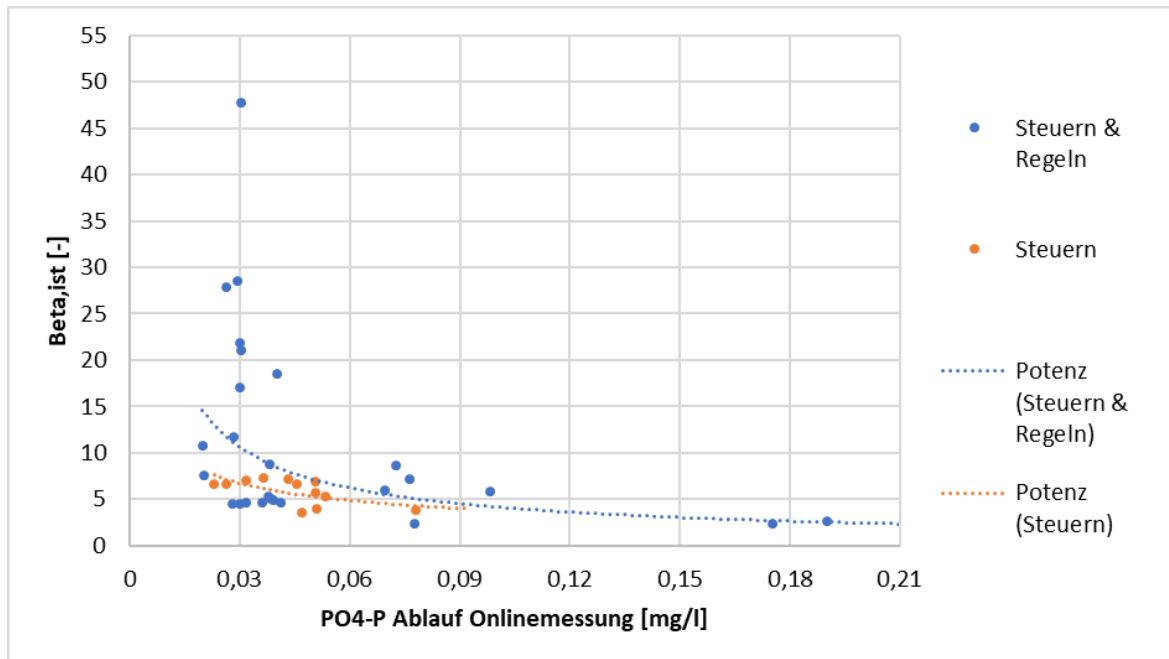


Abbildung 4.8: Erzielbare Phosphorablaufkonzentration in Abhängigkeit des β -Werts aller auswertbaren Versuche, unterteilt in reine Steuer- sowie Steuer- und Regel-Phasen

Es wird deutlich, dass bei einer reinen Steuerung bei β -Werten bis 7 Ergebnisse zwischen 0,05 und 0,02 mg/l $\text{PO}_4\text{-P}$ erzielt werden können, wobei der β -Wert auf Grund der Steuerung gleichbleibt, die Ablaufkonzentration jedoch leicht schwankt. Durch das Dazuschalten der Regelung kommt es hingegen zu extremen Streuungen des β -Werts zwischen 5 und 47,5, wobei die Ablaufkonzentration relativ stabil bleibt.

4.5. $\text{PO}_4\text{-P}$ -, P_{ges} - und AFS-Konzentrationen im Ablauf des Filters

Neben dem Zielwert von 0,03 mg/l für $\text{PO}_4\text{-P}$ wird eine Ablaufkonzentration von 0,1 mg/l für P_{ges} im Jahresmittelwert angestrebt. Da P_{ges} stark von der AFS-Konzentration und dem Anteil an refraktärem Phosphat (snrP) abhängt, werden deren Ergebnisse im Folgenden zusammen vorgestellt.

Die nachstehende Abbildung 4.9 zeigt eine Übersicht der Ablaufkonzentrationen aller auswertbarer Versuchstage mit kontinuierlichem Regelbetrieb. Dabei ist zu erkennen, dass an nur 2 Messtagen die Zielkonzentration für P_{ges} erreicht wurde. Hierbei sind allerdings die erzielten Orthophosphatkonzentration und der Anteil des refraktären Phosphates (snrP) in die Bewertung einzubeziehen.

Wird der Zielwert von 0,1 mg/l für P_{ges} abzüglich des refraktären Anteiles definiert, wie es beispielsweise vom LfU für die Kläranlage Potsdam-Nord vorgegeben wird, da dieser Anteil nicht gezielt entfernt werden kann, ergibt sich ein deutlich besseres Ergebnis, siehe Abbildung 4.10. Unter dieser Prämisse wird der Zielwert zu 52,5 % erreicht, vgl. Abbildung 4.10. Im Durchschnitt wird so ein

Ablaufwert über alle Versuchsreihen inklusive der Fällmittelüberdosierungen von 0,12 mg/l für $P_{ges} - snrP$ erreicht, womit die angestrebte Zielkonzentration knapp verfehlt wird. Wird allerdings die Orthophosphatkonzentration auf $\leq 0,03$ mg/l PO_4-P runtergefällt, kann auch der Zielwert von 0,1 mg/l für $P_{ges} - snrP$ im Mittel eingehalten werden.

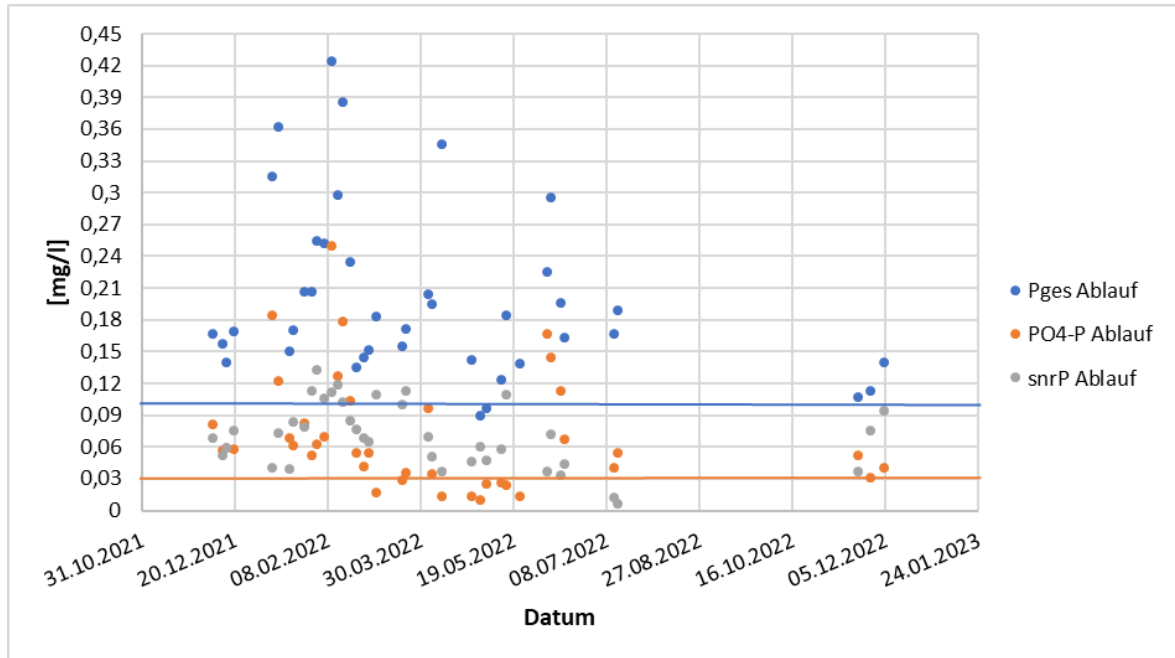


Abbildung 4.9: Übersichte aller Ablaufwerte aus Laboranalysen der 24-h-Mischproben

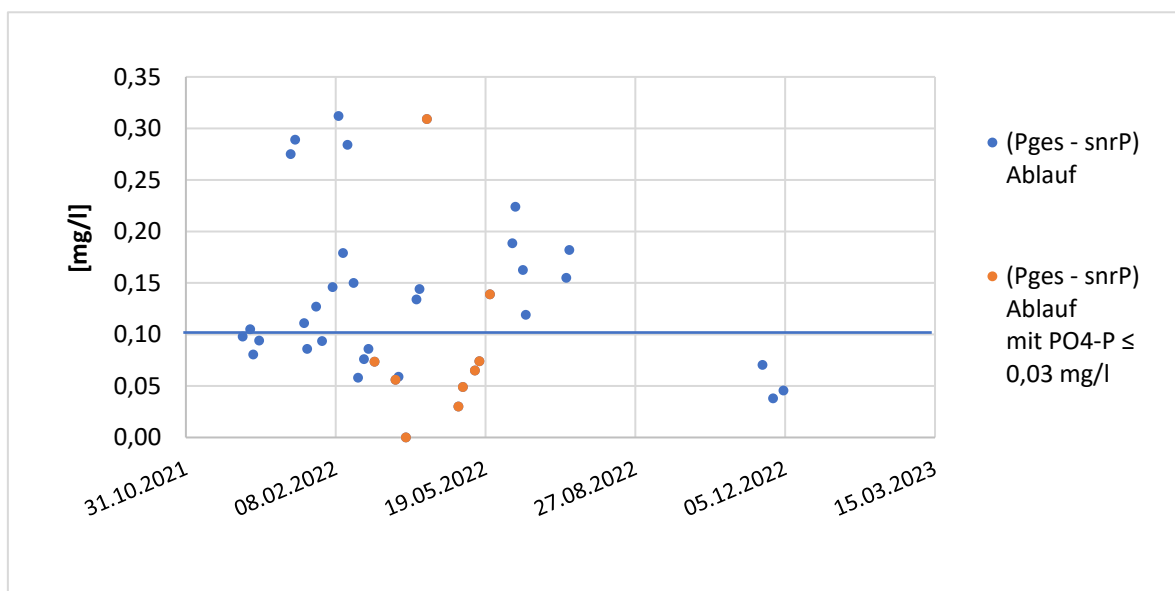


Abbildung 4.10: Übersichte der P_{ges} -Ablaufwerte abzüglich der snrP-Konzentration aus den Laboranalysen der 24-h-Mischproben

Erfahrungswerte für den Phosphorgehalt des Belebtschlamm bei 2 bis 4 %, weshalb die Zu- und Ablaufkonzentration an AFS betrachtet werden müssen, um die P_{ges} -Ablaufkonzentration in diesem Zusammenhang zu bewerten. Bei den Versuchszeiträumen mit festen β -Werten wurden AFS-Werte unterhalb der Nachweisgrenze ermittelt. Die AFS-Werte im Versuchszeitraum ab Dezember 2021

werden in der Abbildung 4.11 dargestellt. Sie die Zu- und Ablaufwerte für den AFS während des durchflussproportionalen Regelbetriebs mit der Onlinemesstechnik. Die große Mehrzahl der Ablaufwerte lag hier unter 5 mg/l AFS und zu über 50 % unter 3 mg/l AFS.

Die beiden höchsten Ablaufkonzentrationen (29 mg/l und 10 mg/l) sind auf Phasen zurückzuführen, in denen über mehrere Tage sehr große Feststoffkonzentrationen im Zulauf vorlagen und der Betrieb die Anlage u. a. durch den Absturz des RTC-Moduls nicht fehlerfrei lief, da es zu einer Überdosierung kam. Nach mehrtägigen extrem starken Belastungen kam es zu einem Filterdurchbruch. Zu Beginn dieser Phasen leistete der Filter jedoch gute Feststoffreduktionen. Dies zeigt sich in der auch bei überwiegend hohen Zulaufbelastungen guten Reduktionsleistung von über 85 %.

Über den Versuchszeitraum ab Dezember 2021 betrug die AFS-Ablaufkonzentration im Mittel unter 3,5 mg/l wobei die großen Feststoffkonzentrationen und hohen Zulaufbelastungen hierbei mit betrachtet wurden. Die gemessene P_{ges} -Ablaufkonzentration ist kongruent zu einem P-Anteil von ca. 3 % im Feststoff.

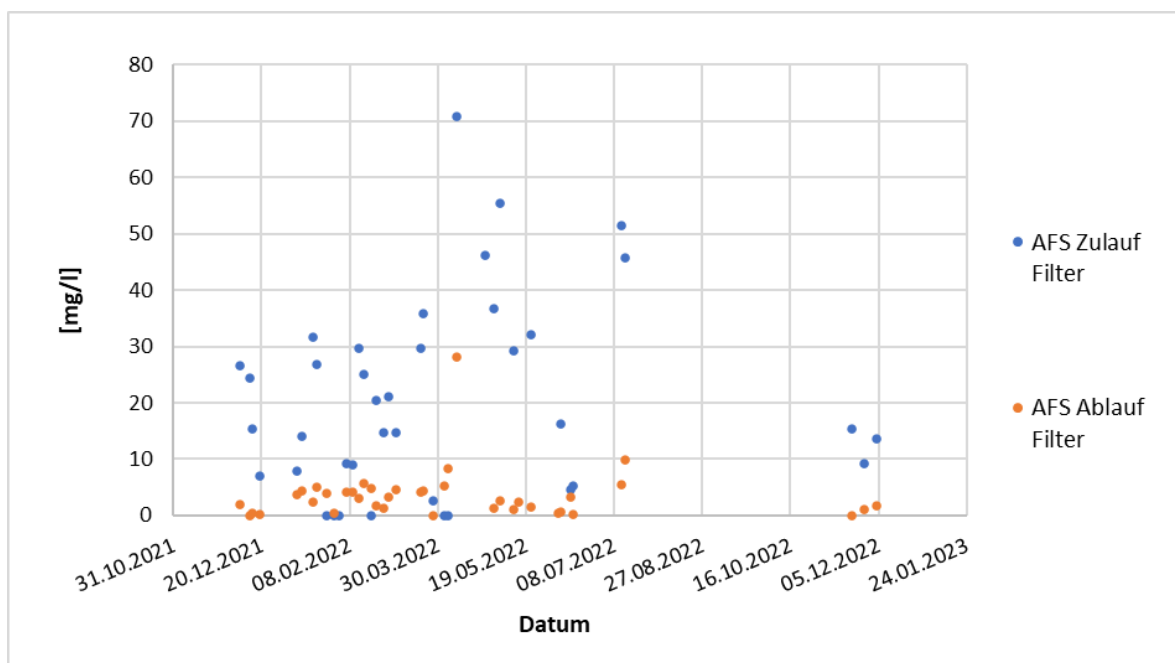


Abbildung 4.11: Übersicht der Zu- und Ablaufkonzentrationen an AFS aller auswertbaren Versuchsphasen

4.6. Weitere Beobachtungen zum refraktären Phosphor

Obwohl die snrP-Fraktion überwiegend aus organischen Polyphosphaten und Phosphonaten besteht, die nicht gezielt entfernt werden können, konnte durch die Zugabe von Fällmitteln und der daraus resultierenden Flockenbildung eine unspezifische Entfernung von snrP festgestellt werden. Es wird davon ausgegangen, dass dies durch Adsorptionsprozesse an den gebildeten Flocken bzw. kolloidalen Substanzen in der Flockenstufe zurückzuführen ist (Stevens et al., 1982). Nach Miehe (2010) können so bis zu 60 % des snrP entfernt werden.

Die snrP-Fraktion kann rechnerisch durch die Subtraktion der PO_4 -P-Konzentration von der gefilterten, also tatsächlich gelösten, P_{ges} -Konzentration ermittelt werden. Daher liegen diese Werte nur zu Messtagen vor, an denen eine 24-h-Mischprobe mit P_{ges} -Bestimmung genommen wurde, vgl. Abbildung 4.12.

Im Durchschnitt lag die snrP-Zulaufkonzentration bei 0,13 mg/l und konnte nach der Flockenstufe auf 0,071 mg/l verringert werden, vgl. Abbildung 4.12. Dies entspricht einer durchschnittlichen Reduktion von 48 %. Für die Festlegung von Eliminationszielen kann jedoch von keiner gesicherten, quantitativ bewertbaren Reduktion der snrP-Fraktion ausgegangen werden.

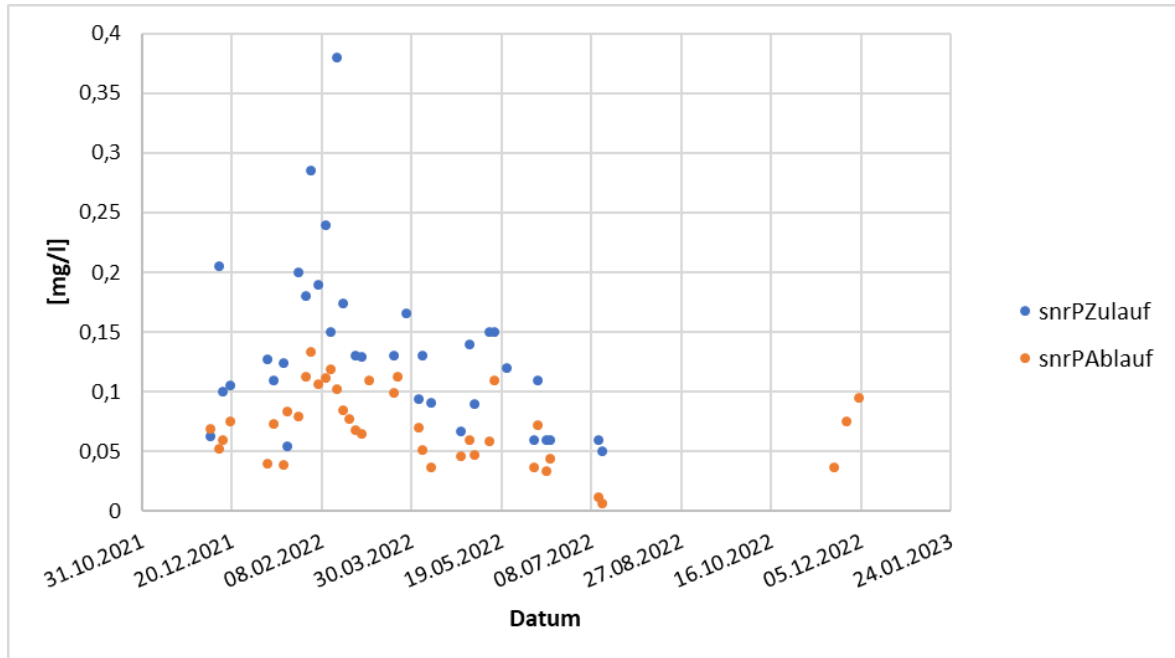


Abbildung 4.12: Vergleich der snrP-Konzentrationen im Zu- und Ablauf

4.7. Überprüfung des Fällschlammanfalls

Über die dosierte Fällmittelmenge kann die Metallkonzentration (X_{Me}) bestimmt werden. Laut DWA-A 202 kann mit 2,5 g AFS pro g Eisen (X_{Fe}) gerechnet werden. In Abbildung 4.13 wird der tatsächliche Fällschlammanfall, also die AFS im Flockungstank abzüglich der AFS aus der Nachklärung, mit dem theoretischen Fällschlammanfall verglichen. Da der Fällschlammanfall auf 24-h-Mischproben beruht, wurde für den theoretischen Fällschlammanfall der Tagesmittelwert der Eisenkonzentration als Grundlage gewählt und mit 2,5 multipliziert ($X_{Fe, \text{Tagesmittel}} * 2,5$).

Es zeigt sich eine leichte Streuung der Ergebnisse, obwohl ein eindeutiger Zusammenhang entlang der Winkelhalbierenden zu erkennen ist. Der Großteil der eingesetzten Eisenkonzentrationen und Fällschlammengen liegt im Bereich zwischen 2 und 30 mg/l. Hier ist ein Überhang zum tatsächlich gemessenen Fällschlamm festzustellen, womit davon auszugehen ist, dass der Faktor im Versuchsaufbau von Zero-P größer ausfällt. Insgesamt stimmt die Größenordnung vom 2- bis 3-fachen der dosierten Eisenmenge jedoch.

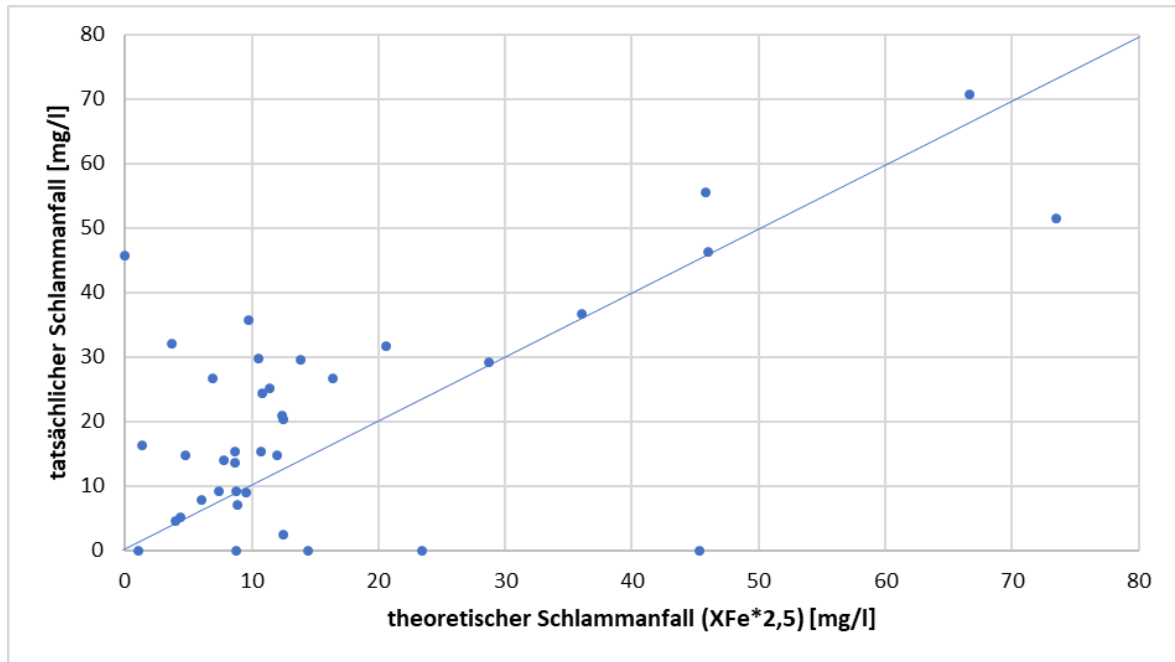


Abbildung 4.13: Gemessener Fällschlammanfall im Vergleich zum theoretische anfallenden Fällschlamm

4.8. Beurteilung der eingesetzten Onlinemesstechnik für $\text{PO}_4\text{-P}$

Um mit einem vollautomatischen Steuer- und Regelkonzept die hohen Anforderungen an die $\text{PO}_4\text{-P}$ -Ablaufkonzentrationen unter Einhaltung moderater Betriebsaufwendungen zu erreichen, werden besonders hohe Anforderungen an die Messgenauigkeit der Onlinemesstechnik gestellt. Aufgrund von Lieferengpässen für die Betriebschemikalien während des Versuchsbetriebs wurden zwei verschiedene Onlinemessgeräte der Firma Hach betrieben. Zum einen das mit der Blaumethode messende 5500 sc, zum anderen das nach der Gelbmethode messende Phosphax sc LR. Beide Geräte wurden auf Ihre Messgenauigkeit und Betriebstauglichkeit untersucht.

Dabei zeigt sich, dass das Phosphax sc LR niedrigere $\text{PO}_4\text{-P}$ -Messwerte ausgibt als die Laboruntersuchungen mittels Küvettentests. Dies hat in den Versuchsreihen zu Problemen geführt, da laut Messgerät der Zielwert für die Regelung erreicht ist, obwohl der Zielwert im Labor deutlich überschritten wird. Insgesamt ist jedoch kein direkter Zusammenhang zwischen den Werten aus Labor und Onlinemesstechnik zu erkennen. Für die Regelung auf sehr niedrige Zielkonzentrationen hat sich das Phosphax sc LR daher unter den gegebenen Bedingungen als nicht geeignet gezeigt (Abbildung 4.14).

Im Vergleich dazu zeigt das 5500 sc einen Zusammenhang zwischen den Werten aus Labor und Onlinemesstechnik, wobei der Onlineanalysator tendenziell zu hohe Messwerte ausgibt. Damit würde die Fällmittelregelung weiter eingreifen, um den Zielwert zu erreichen, obwohl er nach der Laboruntersuchung schon erreicht ist. Dies kann zu hohen und unnötigen Fällmitteldosierungen führen (Abbildung 4.15).

Ob die im Versuchsbetrieb mittels Regelung dosierten, sehr hohen Fällmittelmengen mit dem online tendenziell zu hoch gemessenen $\text{PO}_4\text{-P}$ -Wert zu begründen sind, kann nicht abschließend geklärt werden, da es durch die wiederholten Lieferengpässe der Betriebschemikalien zu monatelangen Betriebsunterbrechungen kam, weshalb nicht genügend Messreihen für weitergehende Auswertungen durchgeführt werden konnten.

Auch eine fehlende oder ungenügende Probenaufbereitung konnte nicht eindeutig als Ursache für die im Vergleich zu Laboranalysen erhöhten Messwerte identifiziert werden. Während der Inbetriebnahme stellte sich heraus, dass die vom Hersteller gemäß Datenblatt empfohlene Probenaufbereitung mittels 60 µm Sieb zu massiven Fehlmessungen aufgrund von Feststoffen führte und nur zum Schutz der Messtechnikkomponenten vor Grobstoffen geeignet ist. Um dieses Problem zu lösen, wurde ein 1-µm-Meltblown-Filterkerze installiert, die wöchentlich gewechselt wurde. Auch wenn dies nicht der normierten Trenngrenze von 0,45 µm entspricht, stellte sich diese Probenaufbereitung als einzig schnelle und finanziell vertretbare Lösung für den bestehenden Anlagenbetrieb heraus, die eine Trenngrenze am oberen Teilchendurchmesser von kolloidalen Partikeln aufweist und damit im Zwischenbereich von fest zu gelöst zu finden ist.

Überprüfungen im Labor, bei den die Proben mit 1,2-µm- und 0,45-µm-Spritzenfiltern aufbereitet wurden, zeigten im Messergebnis keine Tendenz für einen systematischen Fehler. Dies kann auch durch die Fehlmessungen des Phosphax-Analysators untermauert werden, der ohne Probenaufbereitung zu niedrige Messwerte produziert hat, was den Schluss zulässt, dass eine 1-µm-Probenaufbereitung nicht dazu führt, dass zu hohe Werte gemessen werden. Auch der niedrige Messbereich sollte nicht zu diesen Abweichungen führen, da die untere Messgrenze des Geräts mit 0,004 mg/l um eine Potenz niedriger als die angestrebten Zielkonzentrationen liegt.

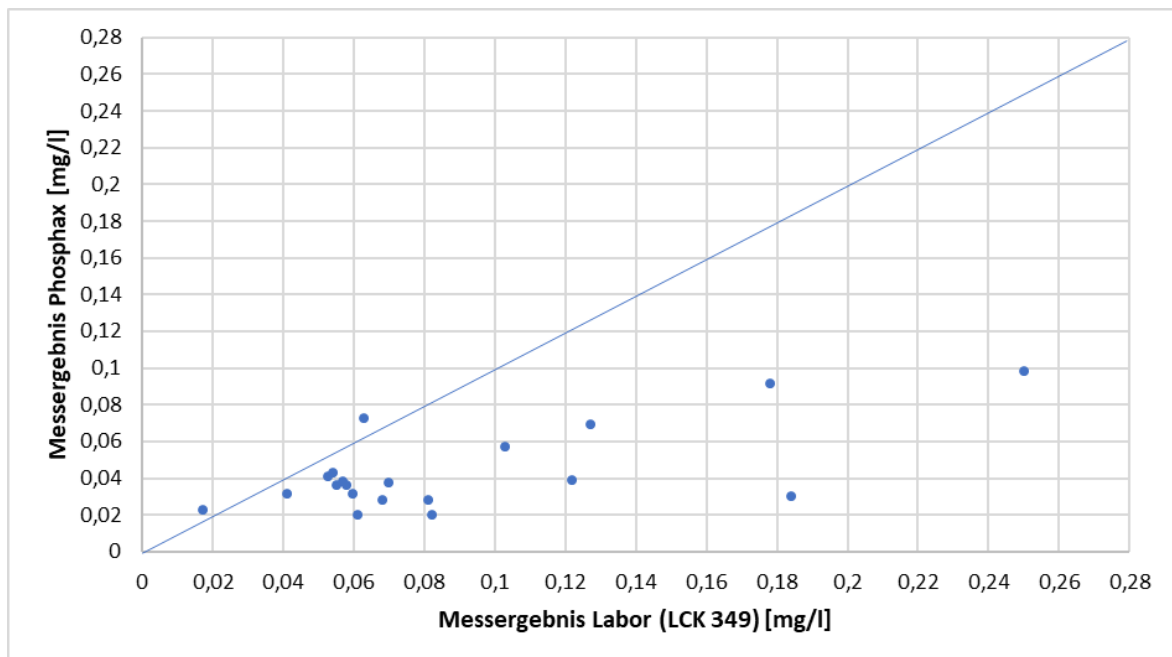


Abbildung 4.14: Vergleich des Laborergebnisses der 24-h-Mischprobe mit dem jeweiligen Tagesmittelwert des Onlineanalysators Phosphax sc LR

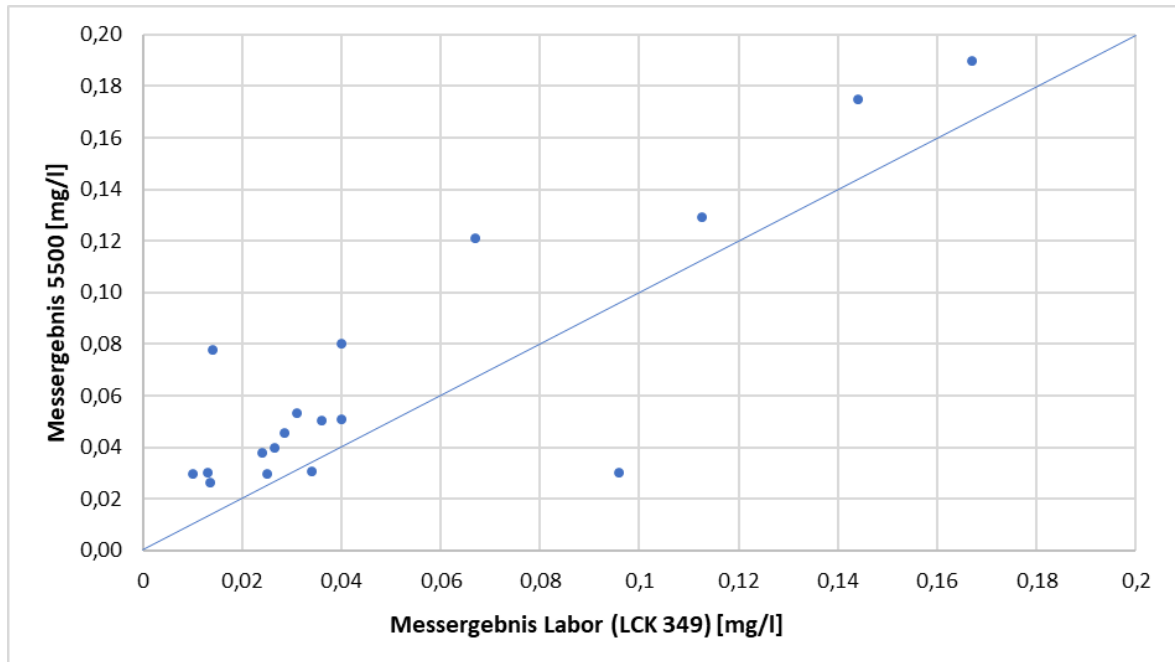


Abbildung 4.15: Vergleich des Laborergebnisses der 24-h-Mischprobe mit dem jeweiligen Tagesmittelwert des Phosphat-Analysators 5500 sc

Die Messgrenzen der eingesetzten Geräte, 5500 sc und Phosphax sc LR, sind in Tabelle 4.4 aufgelistet. Abbildung 4.16 zeigt, dass beim 5500 sc die Abweichung des Messwertes zum Laborwert überwiegend außerhalb der angegebenen Messungenauigkeit liegt. Hierbei wird die Annahme unterstellt, dass der Laborwert der korrekte Wert ist: 100 % bedeutet, dass der Onlinemesswert dem Laborwert zu 100 % entspricht.

Tabelle 4.4: Messgrenzen der eingesetzten Analysegeräte

Gerät	Genauigkeit	untere Nachweisgrenze	Messwert	Messwertgenauigkeit	Bereiche		Bereiche %	
Phosphax LR	2 % Messwert +0,015	0,015	0,03	0,0156	0,0144	0,0456	48	152
5500 sc	+/- 0,004 mg/l 4 % vom MW	0,004	0,03	0,004	0,026	0,034	87	113

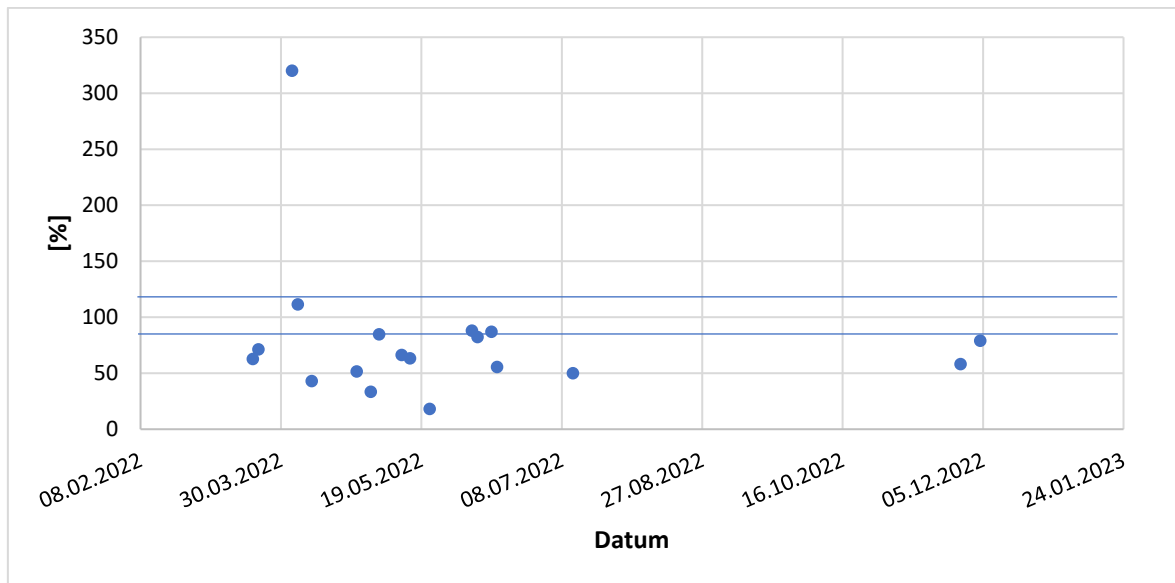


Abbildung 4.16: Abweichung Messwerte des 5500 sc im Vergleich zum Laborwert inkl. Bereich der Nachweisgrenze

5. Pflanzenverfügbarkeit des Phosphors im Fällschlamm

Der im Rahmen der Phosphorelimination angefallene Schlamm aus der Flockungsfiltration (Tertiärschlamm) bietet aus verfahrenstechnischer Sicht theoretisch gute Eigenschaften, um ihn landwirtschaftlich direkt zu verwerten. Durch die nachgeschaltete Flockung sind viele störende Nebenprodukte wie Schwermetalle oder organische Störstoffe nur noch in sehr geringen Konzentrationen zu erwarten (Statistisches Bundesamt, 2022). Um diese Möglichkeit der Weiterverwendung zu überprüfen, wurde die Schlammcharakteristik und die Pflanzenverfügbarkeit des im Schlamm enthaltenen Phosphors orientierend untersucht.

5.1. Methodik der Schlammprobengewinnung und P-Pflanzenverfügbarkeitstests

Um die Schlammcharakteristik und Pflanzenverfügbarkeit zu bestimmen, wurde der mit dem Spülwasser anfallende Tertiärschlamm gesammelt und eingedickt, da das Spülwasser nur einen TR-Gehalt von 0,2 % besaß. Dabei wurde das Spülwasser für 1 – 3 h während der wöchentlichen Probenahmeterminen über einen Filter-Big-Bag (Drain-Bag) der Fa. EFA-Chemie geleitet, wobei die festen Bestandteile im Drain-Bag zurückblieben und das Wasser abgeführt wurde, vgl. Abbildung 5.1. Auf diese Weise wurde Schlamm vom 10.05.2021 bis zum 14.09.2021, also während der Belastungsphasen und den Phasen mit festen β -Werten, gesammelt sowie vom 29.11.2021 bis zum 03.02.2022, als mit dem Ersatz-Messgerät der normale Anlagenbetrieb mit künstlicher Phosphoraufstockung gefahren wurde. Der Schlamm wurde anschließend an ein Labor der Fa. Eurofins gesandt, wo die Trockenmasse, zwölf Schwermetalle und Phosphor mittels Königswasseraufschluss analysiert wurden. Die ermittelten Schwermetallkonzentrationen dienten der Schlammcharakterisierung und die Phosphorkonzentration als Grundlage für die P-Pflanzenverfügbarkeitstests.



Abbildung 5.1: Leerer Drainbag von oben

Die P-Pflanzenverfügbarkeitstests

Die Pflanzenverfügbarkeitstests sind sogenannte Aufwuchsversuche, bei denen bestimmte Pflanzen unter festen Randbedingungen herangezogen werden und nach einer vorher definierten Aufwuchszeit die Pflanzenmasse und der in der Pflanze enthaltene Phosphor analysiert werden.

Für die Versuche wurde ein künstlich hergestelltes Substrat der HGoTech GmbH benutzt, das den physikochemischen Eigenschaften, insbesondere Kationenaustauschkapazität, eines durchschnitt-

lichen mitteleuropäischen Ackerstandorts entspricht. Das Substrat enthält jedoch keinen organischen Anteil und ist frei von pflanzenverfügbarem Phosphat. Damit wird Phosphor zum limitierenden Faktor des Pflanzenwachstums, den die Pflanze nur durch den Tertiärschlamm und in kleinem Maß aus dem Samen aufnehmen kann, womit eindeutig Rückschlüsse auf die Pflanzenverfügbarkeit des Phosphors aus dem Schlamm gezogen werden können. Um das Pflanzenwachstum nicht durch weitere Faktoren zu limitieren, wurden folgende Randbedingungen getroffen:

- künstlicher Licht-/Dunkel-Rhythmus: 16 / 08
- LED-UV-Lampen als einzige Lichtquelle
- Temperatur: 20 – 25 °C
- Luftfeuchte: 60 – 70 %
- tägliche Wasserversorgung mit 65 % der Wasserhaltekapazität

Die Versuche selbst fanden an der TU Berlin in Mitscherlich-Gefäßen statt. Dabei wurden je zwei Töpfe mit 40, 80 und 120 mg Phosphor aus nassem Tertiärschlamm pro kg Substrat in den Topf gegeben. Dafür wurde die aktuelle Trockensubstanz der jeweiligen Schlammcharge bestimmt, um die benötigte Nassschlammmenge nach Formel 5.1 zu berechnen:

$$m_{\text{Nassschlamm}} = \frac{\left(\frac{m_{\text{Substrat}} \cdot C_{\text{PZiel}}}{C_{\text{PSchlamm}}} \right)}{TS} \quad (5.1)$$

$m_{\text{Nassschlamm}}$ = Masse des notwendigen Nassschlammes

m_{Substrat} = Masse des eingesetzten Substrats

C_{PZiel} = Phosphor-Zielkonzentration

TS = Trockensubstanz des eingesetzten Schlamms

Als Referenz wurden zwei Töpfe mit je 40 mg P pro kg Substrat aus Tripel-Superphosphat-Dünger (TSP) und zwei Töpfe ohne jegliche Düngung (NULL) verwendet. Da als Referenz nur der P-Gehalt im Tripel-Superphosphat betrachtet wird, wurde nach Formel 5.2 die notwendige Phosphordünger-masse berechnet, um auf die gewünschte Zielkonzentration zu kommen:

$$m_{\text{TSP-Dünger}} = \left(\frac{m_{\text{Substrat}} \cdot C_{\text{PZiel}}}{w_{\text{P}} \cdot F_{\text{P}_{2}\text{O}_{5}\text{-P}}} \right) \quad (5.2)$$

$m_{\text{TSP-Dünger}}$ = Masse des notwendigen Düngers

m_{Substrat} = Masse des eingesetzten Substrats

w_{P} = Wirksubstanz an P_{2}O_{5} im Dünger (45 %)

$F_{\text{P}_{2}\text{O}_{5}\text{-P}}$ = Umrechnungsfaktor für den P-Gehalt an P_{2}O_{5}

Jeder Topf beinhaltete 5 kg Substrat, worauf 2 g Samen Welschen Weidelgrases je Topf ausgesät wurden. Die Töpfe wurden dann täglich auf 65 % der Wasserhaltekapazität mit VE-Wasser gegossen, um hierdurch keine weiteren Nährstoffe hinzuzugeben (das Substrat hat 30 % Wasserhaltekapazität -> 200 g VE/ kg Substrat). Nach 4 Wochen wurde das erste Mal geerntet, wobei nur die Pflanzen, ohne Wurzeln, ca. 2 – 3 cm oberhalb des Bodens abgeschnitten wurde. Danach wurde im 3-Wochen-Rhythmus geerntet, wobei insgesamt min. 3 Schnitte analysiert wurden, da insbesondere nach dem dritten Schnitt deutliche Differenzierungen zu erwarten sind. Die Schnitte wurden getrocknet und die Trockenmasse bestimmt. Anschließend wurde durch ein Königswasseraufschluss der Phosphorgehalt in den einzelnen Pflanzenschnitten analysiert.

5.2. Tertiärschlammqualität

Um die Tertiärschlammqualität zu bewerten, wurden die gemessenen Schwermetallkonzentrationen mit den Vorgaben aus der Düngemittelverordnung und der Abfallklärslammverordnung verglichen, vgl. Tabelle 5.1. Die dargestellten Analyseergebnisse zu den beiden Sammelchargen zeigen dabei, dass der Tertiärschlamm die Grenzwerte für eine landwirtschaftliche Nutzung deutlich unterschreitet. Zudem ist ersichtlich, dass der Schlamm überwiegend aus Eisen und Phosphor besteht, was bei der gewählten Verfahrensführung und dem eingesetzten Fällmittel zu erwarten war. Es fällt auf, dass der Schlamm aus der zweiten Sammelcharge nur wenig mehr Phosphat aufweist aber deutlich mehr Eisen, was auf die in diesem Sammelzeitraum sehr hohen überstöchiometrischen Fällmittelgaben zurückzuführen ist.

Insgesamt lässt sich festhalten, dass der Schlamm gemäß den Analysen für die landwirtschaftliche Verwertung geeignet wäre.

Tabelle 5.1: Gegenüberstellung der Tertiärschlammanalysen mit den Grenzwerten der für die Düngung relevanten Rechtsvorschriften

Parameter	Wert der Schwermetalluntersuchung vom 14.09.2021 [mg/kg TS]	Wert der Schwermetalluntersuchung vom 03.02.2022 [mg/kg TS]	Grenzwert nach DüMVo bzw. AbfKlärV [mg/kg TS]
Arsen	4,1	3,0	40
Blei	8,0	6,0	150
Cadmium	< 0,2*	< 0,2*	1,5
Chrom	26,0	32,0	-
Eisen	129.000	202.000	-
Kupfer	70,0	80,0	900
Nickel	19,0	16,0	80
Phosphor	19.700	22.700	-
Phosphat	60.200	69.500	-
Quecksilber	0,007	< 0,0070*	1
Thallium	0,2	< 0,2*	1
Zink	362	514	4.000
Chrom VI	< 0,5*	< 0,5*	2
Eisen II	< 0,0001*	0,0105	-

* Messbereich unterschritten

5.3. Pflanzenverfügbarkeit des Phosphors im Tertiärschlamm

In der Projektlaufzeit wurden insgesamt drei P-Pflanzenverfügbarkeitsuntersuchungen durchgeführt, wobei die erste Untersuchung auf Grund zu schwacher Beleuchtung nach vier Wochen abgebrochen werden musste. Nach Aufrüstung der Beleuchtungstechnik wurden zwei Versuche mit der Schlammcharge vom 03.02.2022 durchgeführt, wobei die erste Untersuchung mit einer Phosphordüngung von 13, 26 und 39 mg/kg Substrat und die zweite mit einer Phosphordüngung von 40, 80 und 120 mg/kg Substrat erfolgte.

Auch mit verminderten P-Gehalten konnten deutliche Ergebnisse erzielt werden. Die Abbildung 5.2 und Abbildung 5.3 zeigen das durchschnittlich erzielte Biomassewachstum pro "Düngegrad" für den ersten (02.03 bis 17.05.2022) und zweiten (14.07 bis 03.11.2022) Aufwuchsversuch. Dabei wird

deutlich, dass im ersten Versuch trotz z. T. geringerer P-Düngung insgesamt nicht weniger Pflanzenmasse pro Topf produziert wurde. Das wird besonders beim Vergleich des 26-mg-Topfes aus dem ersten Versuch mit dem 80-mg-Topf aus dem zweiten Versuch deutlich, bei denen mit 18 g Trockenmasse jeweils die gleiche Pflanzen-Trockenmasse produziert wurde, obwohl dem 80-mg-Topf rund dreimal so viel Phosphor hinzugegeben und eine vier Wochen längere Aufwuchszeit gewährt wurde. Die längere Aufwuchszeit wurde angesetzt, um genügend Pflanzenmasse für einen Aufschluss zu erzielen. Auch der Vergleich der Kontroll-Töpfe mit der TSP-Düngung zeigt, dass beim zweiten Versuch trotz längerer Aufwuchszeit 5 g weniger Trockenmasse produziert wurde. Eine Erklärung dafür könnte ein Austausch des gebundenen Kaliums zu Gunsten von Calcium während der langen Lagerung des Substrats sein. Die braunen Spitzen der Blätter deuten auf Kaliummangel hin (Heck, 2022) (Hortipendium-Bearbeiter, 2023).

Dass im zweiten Versuch das Biomassewachstum der schlammgedüngten Töpfe ab dem zweiten Schnitt dasjenige in den TSP-Töpfen übersteigt, könnte ebenfalls auf Kaliummangel zurückgeführt werden. Es kann davon ausgegangen werden, dass in der Schlammmatrix Kalium enthalten ist, wodurch sich der Wachstumsvorteil für diese Töpfe erklären ließe. Da das Wachstum immer an den limitierenden Parameter geknüpft ist (Minimalgesetz), lässt sich auch die übermäßige P-Aufnahme in den TSP-Töpfen erklären.

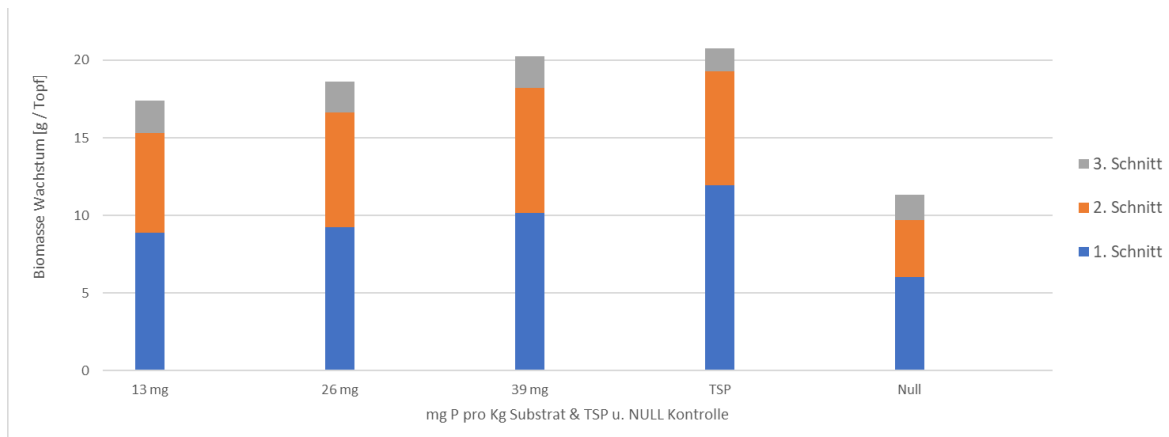


Abbildung 5.2: Biomassewachstum beim ersten Aufwuchsversuch vom 02.03. – 17.05.2022 mit verminderter P-Zugabe

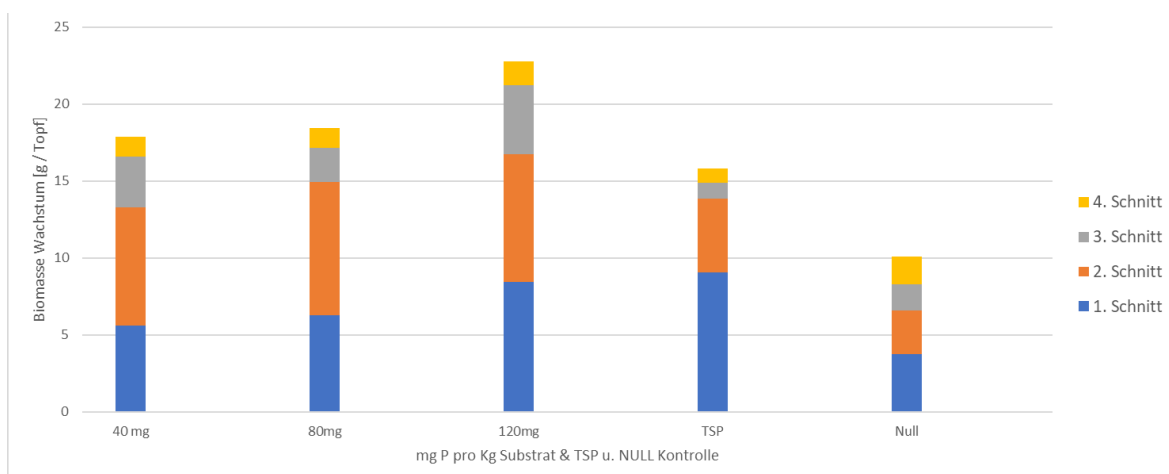


Abbildung 5.3: Biomassewachstum beim zweiten Aufwuchsversuch vom 11.08. – 03.11.2022 mit geplanter P-Zugabe

Dass der Phosphor aus dem Tertiärschlamm einen positiven Effekt auf das Pflanzenwachstum hat, wird auch durch den Vergleich mit den NULL-Töpfen deutlich, in denen bei beiden Aufwuchsversuchen erwartungsgemäß am wenigsten Biomasse entstanden ist. Dass bei den Düngegaben mit Tertiärschlamm fast genauso viel (erster Versuch) oder sogar mehr Pflanzenmasse (zweiter Versuch) entsteht als bei der Düngung mit TSP-Dünger, unterstreicht den Düngeeffekt und die Pflanzenverfügbarkeit des Phosphors im Tertiärschlamm.

Beim Vergleich der P-Aufnahme in die Pflanzen in Abbildung 5.4 und Abbildung 5.5 bestätigt sich die Pflanzenverfügbarkeit des im Schlamm enthaltenen Phosphors, da alle schlammgedüngten Pflanzen deutlich mehr Phosphor aufnehmen konnten als jeweils die Referenz im NULL-Topf, auch wenn die Phosphoraufnahme geringer ist als im Referenz-Topf mit der TSP-Düngung.

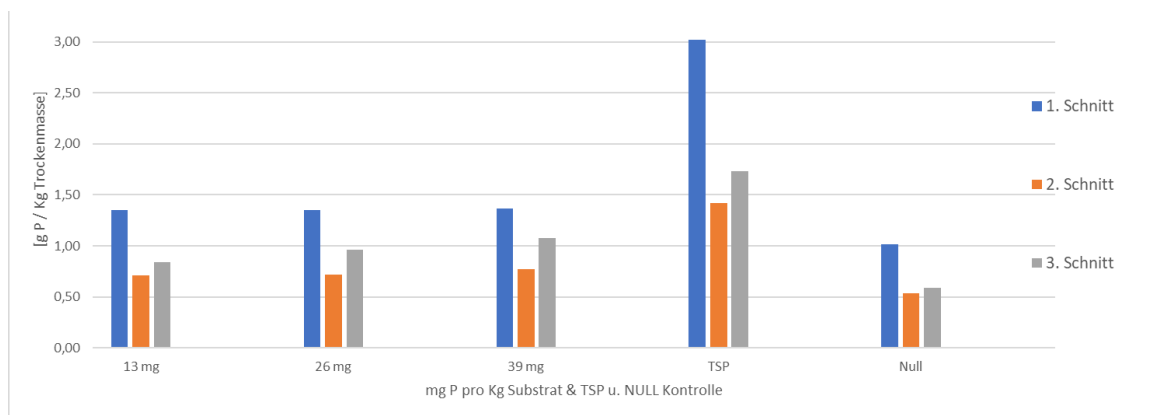


Abbildung 5.4: P-Aufnahme in den Pflanzen beim ersten Aufwuchsversuch vom 02.03. – 17.05.2022 mit verminderter P-Zugabe

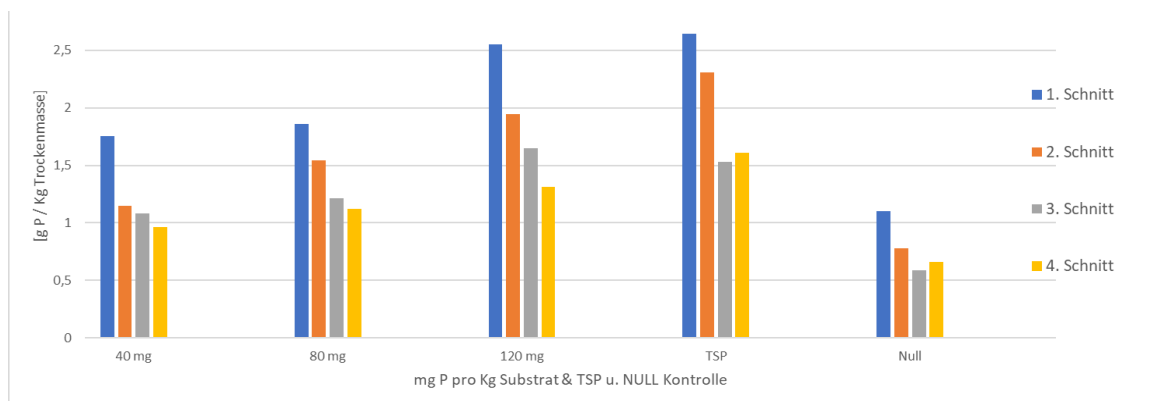


Abbildung 5.5: P-Aufnahme in den Pflanzen beim zweiten Aufwuchsversuch vom 11.08. – 03.11.2022 mit geplanter P-Zugabe

Der P-Entzug pro Topf, errechnet aus dem ermittelten Biomassewachstum und der jeweiligen Phosphoraufnahme, untermauert diese Erkenntnis weiter, siehe Abbildung 5.6 und Abbildung 5.7. Unerwartet ist dabei, dass die Pflanzen im TSP-Topf zum Teil doppelt so viel Phosphor aufnehmen, diesen aber in der Zellmasse speichern und nicht im selben Verhältnis mehr Biomasse produzieren.

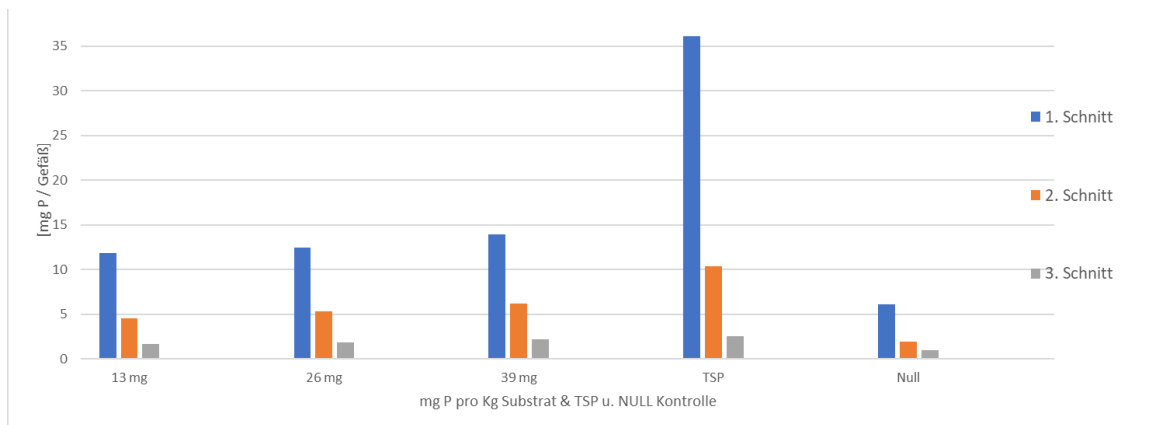


Abbildung 5.6: P-Entzug pro Topf beim ersten Aufwuchsversuch vom 02.03. – 17.05.2022 mit verminderter P-Zugabe

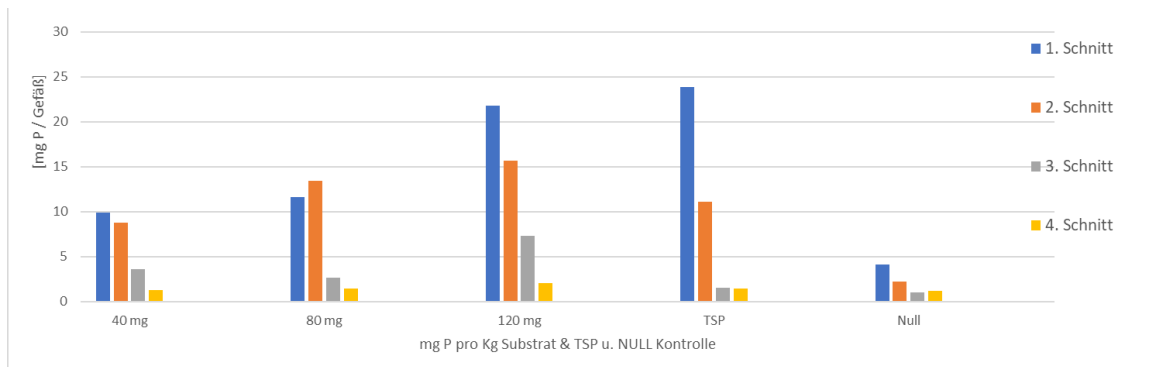


Abbildung 5.7: P-Entzug pro Topf beim zweiten Aufwuchsversuch vom 11.08. – 03.11.2022 mit geplanter P-Zugabe

Zusammenfassend lässt sich aus den orientierenden Versuchen festhalten, dass der im Tertiärschlamm gebundene Phosphor für die Pflanzen grundsätzlich gut verfügbar ist und somit ein Potential zur landwirtschaftlichen Nutzung berücksichtigt werden kann. Da die Schlämme durch unterschiedliche Fällmittel-Dosierungen entstanden sind, ist ein eindeutig quantifizierbarer Rückschluss auf das erreichbare P-Dünger-Potential bei unterschiedlichen Betriebszuständen der P-Fällung mit der vorliegenden Datenlage jedoch nicht möglich.

Die gute Pflanzenverfügbarkeit des im Tertiärschlamm gebundenen Phosphors wurde in einem anderen Projekt mit ausführlicheren Untersuchungen zu weiteren Pflanzenarten bestätigt (P-Rec, 2023).

6. Großtechnische Anwendung – Randbedingungen und Wirtschaftlichkeit

Um die Erfahrungen aus dem Forschungsprojekt auf die Großtechnik übertragen zu können, werden weitere Versuchsreihen empfohlen, um die Datendichte weiter zu erhöhen. In den folgenden Kapiteln 6.1 und 0 werden mögliche Aussagen aus den Versuchsphasen für die Großtechnik abgeleitet, die dabei helfen sollen, den hier gewählten Anlagenaufbau für die großtechnische Anwendung zu dimensionieren und weiter zu optimieren, sodass die Zielerreichung der geringen Ablaufkonzentrationen mit moderatem Technikeinsatz umgesetzt werden kann. Eine weitergehende Übersicht, insbesondere im Hinblick auf noch strengere Anforderungen bzgl. P_{ges} , gibt eine im Rahmen des Projekts erstellte Masterarbeit (Zech, 2022).

6.1. Technische und wirtschaftliche Randbedingungen

Dimensionierung des Sandfilters

Die Dimensionierung eines kontinuierlich betriebenen Sandfilters erfolgt gemäß DWA-A 203 (DWA, 2019) in erster Linie mit einer zulässigen Filtergeschwindigkeit von 15 m/h und einer zulässigen Oberflächenbelastung von 0,65 bis 2 kg TS/(m²*h), die sich aus dem Feststoffablauf der Nachklärung und den Feststoffen aus der Fällmittelzugabe ergibt. Der Hersteller Nordic Water des im Projekt verwendeten DynaSand-Filters empfiehlt hierbei eine Differenzierung zwischen Belebtschlammflocken und Fällschlammflocken vorzunehmen. Die AFS-Konzentration im Filterablauf wird an dieser Stelle vernachlässigt, da sie zu minimieren ist. Der spezifische Schlammanfall gemäß DWA-A 202 (DWA, 2011) von 2,5 g AFS/g X_{FE} konnte für einige Versuchseinstellungen bestätigt werden. Bei den kleineren Dosiermengen dieser Versuchsreihen wurde tendenziell etwas mehr AFS gemessen, als theoretisch anfallen sollte (siehe Kapitel 0). Für Zugabemengen an Eisen von bis zu 8 g Fe/m³ empfiehlt es sich, für die Auslegung von einem höheren spezifischen Feststoffanfall auszugehen. Bei den durchgeführten Versuchen ergab sich ein Wert von ca. 7,5 g AFS / g X_{FE} . Diese Ergebnisse sollten durch weitere Versuche oder in der Praxis weiter verifiziert werden.

Auswirkungen der hydraulischen Filterbeschickung auf den Sandfilter

In Abbildung 6.1 ist der Einfluss der Feststoffflächenbelastung auf den Filterwiderstand als Tagesmittelwert aufgeführt.

Der Filterwiderstand liegt mit 30 bis 50 cm im moderaten Bereich. Bei hohen Filterwiderständen ab 60 cm geht der Filter automatisch in Sonderspülung. Im Mittel lag die Feststoffbelastung unter 0,3 kg TS/(m²*h) und damit unter dem Auslegungswert nach DWA-A 203 von 0,65 bis 2 kg TS/(m²*h). Bei erhöhten Feststoffbelastungen wurden nach mehrtägigem Betrieb leichte Verhärtungen des Filtersands im Bereich der Zuflussverteiler festgestellt, sodass der Filter sich regelmäßig über mehrere Stunden in Sonderspülung schaltete.

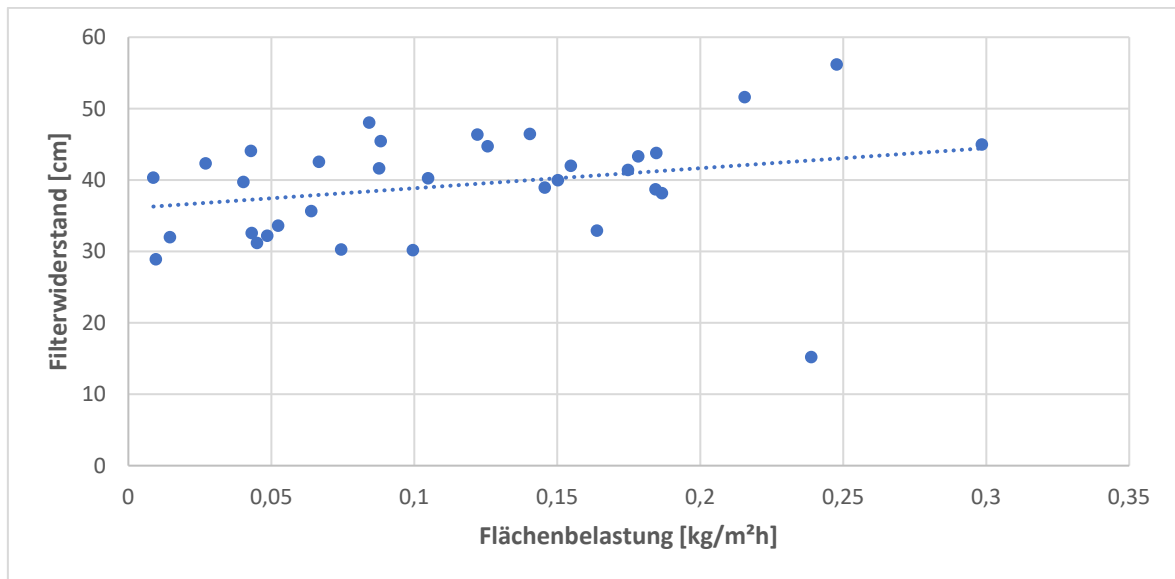


Abbildung 6.1: Filterwiderstand über Feststoffflächenbelastung

Die Zuflussbeschickung des Filters der Pilotanlage mit den ursprünglich geplanten $10 \text{ m}^3/\text{h}$ (äquivalent zu einer Filtergeschwindigkeit von $13,8 \text{ m/h}$) war hydraulisch und konstruktiv nicht möglich, selbst mit Dauerspülung nicht. Der Filterwiderstand war bereits bei Zuflüssen von $7 \text{ m}^3/\text{h}$ ($9,7 \text{ m/h}$) so hoch (50 bis 60 cm), dass der Filter auch ohne signifikante Feststoffbelastung in Sonderspülung ging. Auch bei „geringen“ Fällmittelmengen (β -Werte zwischen 5 und 10) musste der maximale Zufluss auf $6 \text{ m}^3/\text{h}$ ($8,3 \text{ m/h}$) begrenzt werden. Weit höhere β -Werte von bis zu 25 erforderten zunächst keine weitere Reduzierung der Fördermenge, was bestätigt, dass die Ursache für die hohen Filterwiderstände überwiegend in der Hydraulik und somit in der Konstruktion der Pilotanlage mit dem vergleichsweise kleinen Filtermodell vom Typ DST07 bzw. der geringen Anzahl der Zuflussverteiler (4 Stück) begründet liegt. Es ist davon auszugehen, dass bei Filtergeschwindigkeiten von über $8,3 \text{ m/h}$ der Filterwiderstand so hoch ist, dass der Filter kurz vor der Sonderspülung steht. Bei großtechnischen Filtern wie Typ DS 3000 und größer können jedoch problemlos Filtergeschwindigkeiten mit bis zu 12 oder 15 m/h , je nach Anforderung, realisiert werden.

Nach siebentägiger Fällmitteldosierung mit hohen β -Werten, wie sie zu Beginn der Versuchsphasen mit Regelung auftrat, war der Filterwiderstand ebenfalls erhöht und der Filter ging in die automatische Sonderspülung. Der Filter schaltete daher bei einer zu großen hydraulischen Beaufschlagung in die Sonderspülung, zum anderen führten dauerhaft hohe β -Werte zwischen 15 und 25 auch bei geringen Filtergeschwindigkeiten von $5,5 \text{ m/h}$ schleichend über mehrere Tage zum Anstieg des Filterwiderstands, was unter anderem in der konstruktiven Gestaltung des Filtermodells vermutet liegt. Weiterhin begünstigen sehr geringe Filtergeschwindigkeiten die Ausbildung einer Oberflächendeckschicht, was ebenfalls zu einer Erhöhung der Spülzeiten führt.

Trotz der beschriebenen Einschränkungen zeigte der Filter eine gute Abscheideleistung (siehe Kapitel 4.5). Die Dauerspülung als solches stellt kein technisches Problem dar, da die Filter für eine kontinuierliche Spülung konstruiert sind. Diese sollte jedoch zur Ausbildung eines Sekundärfilterbettes sowie zur Einsparung von Energie und im Hinblick auf den Verschleiß des Kompressors sowie zur Vermeidung eines zu großen Rückstaus möglichst vermieden werden.

Mögliche Optimierungsmaßnahmen bei der Filterauslegung

Zur konstruktiven Verbesserung der Filterhydraulik werden folgende Maßnahmen vorgeschlagen:

- Es könnte hydraulisch mehr Vordruck zugelassen werden, indem man das Freibord im Zuflaubereich konstruktiv weiter erhöht und einen höheren Einstau (Rückstau) zulässt. Hierbei

ist allerdings in Abhängigkeit der Einbausituation das Heben des Zuflusses auf ein höheres Niveau erforderlich. Somit steht ein zulaufseitiger höherer hydraulischer Vordruck einem häufigerem Spülintervall energiewirtschaftlich gegenüber.

- Eine konstruktive Anpassung der Zuflussverteiler mit dem Ziel geringerer hydraulischer Engpässe und weniger Verstopfungen, sowie eine gleichmäßige Verteilung der Zuflussverteiler über die Querschnittsfläche zur Vermeidung von Totzonen und Verblockungen.
- Optimierung der Mammutpumpe für mehrseitigen Sandabzug.

Einige dieser Maßnahmen sind in den Filtereinheiten, die in der Großtechnik regulär zum Einsatz kommen ($DS \geq 3000$), bereits umgesetzt. Weiterhin ist bei der Auslegung die zulässige Oberflächenbelastung durch Fällschlamm von $0,65 \text{ kg TS}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ bei abweichenden (geringeren) Filtergeschwindigkeiten (hydraulische Beaufschlagung) differenzierter zu bewerten bzw. nicht direkt übertragbar. Abbildung 6.2 zeigt die theoretische zulässige Feststoffkonzentration in Abhängigkeit der Filtergeschwindigkeit bzw. der hydraulischen Beaufschlagung für $0,65 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$. Hohe Feststoffkonzentrationen bei geringen Zuflüssen führen trotz geringer Oberflächenbelastung zu allmählichen Verstopfungen (Oberflächendeckschicht), was dann bei einsetzenden Zuflussspitzen (Mischwasserzufluss) zu abruptem Anstieg des Filterwiderstandes führt.

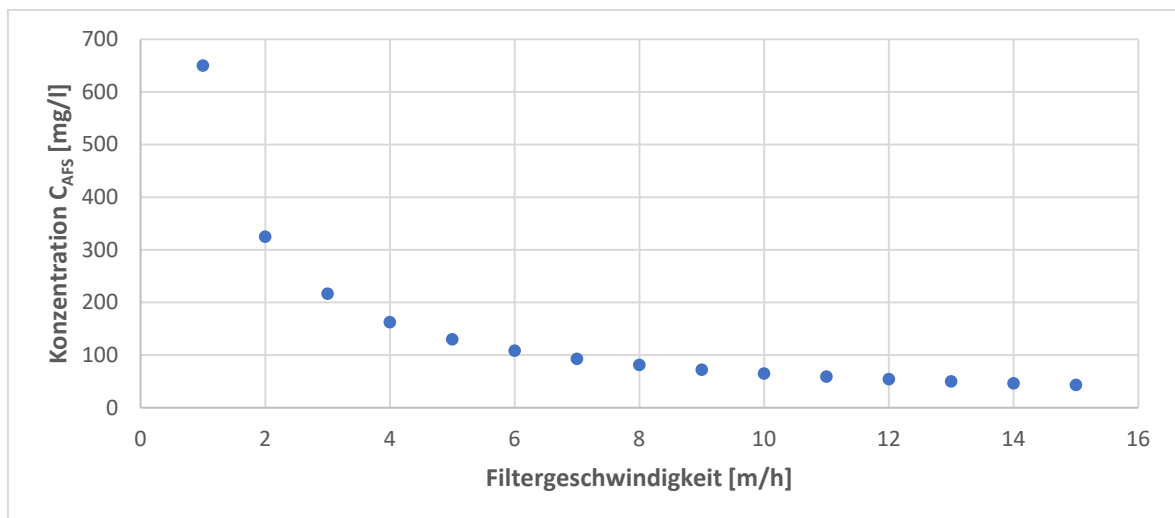


Abbildung 6.2: Theoretische zulässige Feststoffkonzentration in Abhängigkeit der Filtergeschwindigkeit bzw. hydraulischen Beaufschlagung für $0,65 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$

Bei einer Teilstrombehandlung, z. B. in Verbindung mit einer vierten Reinigungsstufe, bei der der Filter ebenfalls der Anforderung nach einer weitestgehenden Phosphatelimination gerecht werden soll, sollte der Filter ggfs. auf eine geringere Filtergeschwindigkeit ausgelegt werden bzw. eine mögliche Erweiterung (Flächenbedarf) eingeplant werden. Somit kann die Auslegung zunächst für bis zu 12 m/h erfolgen, bei Bedarf kann dann entsprechend nachgerüstet werden. Gleiches gilt für Kläranlagen an Trennkanalisationen. Vor dem Hintergrund, dass der Bemessungszufluss täglich über mehrere Stunden erreicht wird und nicht, wie bei einer Vollstromauslegung bei Mischkanalisationen an wenigen Tagen im Jahr. Eine zu hohe Oberflächenbelastung aus Fällprodukten kann dann in der hydraulischen Spitze zu Betriebsproblemen führen. Hier sollten dem größeren Ausbau zunächst der erhöhte Energieverbrauch durch längere Spülintervalle gegenübergestellt werden bzw. die Einsparungen, die durch ein Teilzeit-Spül-Regime (z. B. 15/15 oder 20/10) möglich sind, in Ansatz gebracht werden.

Einmischung des Fällmittels

Die Einmischung des Fällmittels mittels statischem Mischer funktionierte ausreichend gut und ist eine platzsparende Lösung. Allerdings bedarf es einer genauen Abstimmung des Verhältnisses von Haupt- zu Nebenstrom, um Ablagerungen zu verhindern. Bei stark variierenden Zuflüssen, wie sie üblicherweise bei Kläranlagen auftreten, ist dies nicht praktikabel. Eine Folge sind die in Kapitel 4.3 gezeigten Ablagerungen, die eine regelmäßige Reinigung des Mixers erfordern. Zudem ist Eisen-III-Chlorid hoch korrosiv. Stagnationen im Nebenstrom führen daher ggf. zu Korrosionsschäden. Die Wahl der Stahlsorte, alternativ kann auch auf Kunststoff zurückgegriffen werden, ist darauf abzustimmen. Weiterhin sind statische Mischer verstopfungsanfällig und können insbesondere im Sommer durch Algen verstopft werden. Die gezielte Einmischung mittels Rührwerks ist daher zu bevorzugen. Einer möglichen Absenkung des pH-Wertes durch das eingemischte Fällmittel aufgrund der aufgebrauchten Pufferkapazität des Wassers ist bei einer großtechnischen Umsetzung Rechnung zu tragen.

Wirtschaftliche Bewertung der geforderten Ablaufanforderungen

Während die Regelung bei Sollwerten im Ablauf von $> 0,05 \text{ mg/l PO}_4\text{-P}$ gegenüber einer reinen Steuerung zu einer Einsparung von Fällmittel führt, zeigte sich in den durchgeführten Versuchen bei Soll-Ablaufwerten darunter ein überproportional erhöhter Fällmittelbedarf. Grund hierfür ist die Messgenauigkeit des getesteten Analysegerätes. Die maßgebenden Laborwerte liegen in überwiegender Anzahl deutlich unter den gemessenen Werten des Online-Analysators. Solange der Sollwert laut Messgerät nicht erreicht wird, regelt das RTC-Modul nach und die β -Werte erreichen eine Größenordnung von bis zu 25, obwohl der Zielwert gemäß Labormessung bereits erreicht ist. Auch wenn der Hersteller eine noch geringere untere Messgrenze angibt, wurde aus den durchgeführten Versuchsphasen deutlich, dass die Messgenauigkeit bei sehr niedrigen $\text{PO}_4\text{-P}$ -Werten um $0,03 \text{ mg/l}$ für eine präzise Fällmitteldosierung nicht ausreicht. Eine vermeintlich kleine Abweichung z. B. bei der Messung $0,04 \text{ mg/l}$ statt $0,02 \text{ mg/l PO}_4\text{-P}$ stellt bereits eine 100 %-ige Abweichung dar. Der eigentliche Vorteil einer Regelung – die Berücksichtigung des aktuellen Ist-Wertes für die Fällmitteldosierung – ist unabdingbar an eine zutreffende, kontinuierliche Messung geknüpft. Sofern praxistaugliche, ausreichend präzise Messtechnik auch für sehr geringe Konzentrationen vorliegt, stellt die dargestellte Regelung grundsätzlich ein geeignetes Automatisierungskonzept dar. In Tabelle 6.1 wird anhand eines Berechnungsbeispiels mit Simultanfällung sowie mit und ohne Bio-P sowie Flockungsfiltration veranschaulicht, welche Auswirkung die Wahl des Betriebsmittelwertes auf den Gesamtfällmittelbedarf, den zusätzlichen Energiebedarf bei der Filtration und auf den Salzeintrag in das Gewässer haben.

Tabelle 6.1: Zusätzlicher Fällmittelbedarf gegenüber der Simultanfällung bei „strengen“ und weniger strengen Anforderungen an den Betriebsmittelwert

gew. Ansatz aus DWA -A 202 Tabelle A2			Simultanfällung		Simultanfällung	
Kläranlage			Denitrifikation		Bio-P	
zu fällendes o-PO ₄ -P	XP,Fäll	mg/l	5,7		3,0	
Zielwert Simultanfällung	C _{PO4-Psoll,Sim}	mg/l	0,5		0,5	
Beta-Wert	β	-	1,5		1,5	
Zufluss gewählt für einen Filter DS 5000	Q	m ³ /h	70		70	
Stündl. Fällmittelbedarf Simultanfällung	Q _{h,FM}	l/h	5,09		2,45	
			Nachfällung		Nachfällung	
Steuerungstechnik			Steuerung	Regelung	Steuerung	Regelung
Anforderung Betriebsmittelwert			Bandbreite 0,02 -0,05 mgoPO ₄ -P/l	streng	Bandbreite 0,02 -0,05 mgoPO ₄ -P/l	streng
Zielwert Nachfällung	C _{PO4-Psoll,NF}	mg/l	0,03		0,03	
Beta-Wert	β	-	7,5	20	7,5	20
Stündl. Fällmittelbedarf NF	Q _{h,FM}	l/h	2,3	6,1	2,3	6,1
Stündl. Fällmittelbedarf gesamt	Q _{h,FM}	l/h	7,4	11,2	4,7	8,6
Anteil Nachfällung an gesamter Fällmittelmenge	-	%	31	55	48	71
Faktor zusätzlicher FM Bedarf für weitergehende Fällung	-	-	1,45	2,21	1,94	3,51
Kostensteigerung bei strengeren Anforderungen		%		52		81
zus. Salzeintrag bei strengeren Anforderungen		%		52		81
Energiebedarf Filtration						
Spülwassermenge Dauerspülung	Q _{Spül}	l/min	75		75	
Spülluftmenge ohne WWR	Q _L	l _N /min	160		160	
Verhältnis: reines Filtrieren/Filtrieren+Spülen	-	-	20/10	10/20	20/10	10/20
Spülwassermengen	Q _{Spül}	m ³ /h	1,5	3,0	1,5	3,00
	Q _L	m _N ³ /h	3,2	6,4	3,2	6,4
Spülluftdruck	Δp	m	40		40	
Energie Spülluft	E	kW/a	5.178	10.357	5.178	10.357
Steigerung Energieverbrauch	-	-		Verdopplung		Verdopplung
Mehrkosten Energie pro Filter bei 45 cent/kWh	-	€/a pro Filter		2.330		2.330
Steigerung Spülwassermenge				Verdopplung		Verdopplung

6.2. Umwelteffekte und Synergien

Inwieweit eine strengere Anforderung verhältnismäßig ist bzw. wie der leicht verringerte Phosphatbeitrag im Verhältnis zum zusätzlichen Fällmittel- und Energieeinsatz sowie der zusätzlichen Aufsalzung der jeweiligen Vorflut steht, ist immissionsseitig zu bewerten. Wie in Tabelle 6.1 dargestellt, würde aufgrund der im Projekt beobachteten Ungenauigkeit der Messgeräte die Regelung zur sicheren Einhaltung des geforderten Jahresmittelwertes von 0,03 mg/l PO₄-P zu einer Erhöhung des Fällmitteleinsatzes und Salzeintrages um ca. 50 bis 80 % führen. Der sehr niedrige Phosphat-Ablaufwert wird also mit einer weit überstöchiometrischen Dosierung und damit verbundenen Austrag von ungenutztem Fällmittel sowie einer Aufsalzung des Ablaufs erkaufte.

Synergien mit anderen Reinigungszielen

Mit dem Sandfilter können neben der weitergehenden Phosphatelimination Synergieeffekte bzgl. Mikroplastik und Spurenstoffelimination erzielt werden. Die Entfernung von Mikroplastik findet auf Kläranlagen zu größten Teilen in der mechanischen und biologischen Reinigungsstufe statt. Dieser

kann mittels nachgeschalteter Filtrationen jedoch weiter verbessert werden (REPLAWA, 2022). Filtrationsanlagen führen somit immer auch zu einer Reduzierung von Mikroplastikemissionen.

Die Elimination von Mikroverunreinigungen (sogenannte vierte Reinigungsstufe) ist in den letzten Jahren vermehrt in den Fokus geraten. Im Legislativvorschlag für die Überarbeitung der EU-Richtlinie 91/271/EWG zur Behandlung von kommunalem Abwasser (EU, 2022) schlägt die EU-Kommission vor, die Spurenstoffelimination bis zum 31.12.2035 für alle Kläranlagen größer oder gleich 100.000 EW verpflichtend einzuführen. Weiterhin soll sie bis zum 31.12.2040 in Siedlungsgebieten zwischen 10.000 und 100.000 EW überall dort eingeführt werden, wo höhere Mikroschadstoffkonzentrationen ein Risiko für die menschliche Gesundheit und Umwelt darstellen.

Als geeignete und gängige Verfahren der Spurenstoffelimination haben sich die Adsorption an Aktivkohle (Pulveraktivkohle oder granuliert Aktivkohle) sowie die Ozonierung von Abwasser durchgesetzt. Bei der Ozonierung entstehen Nebenprodukte, die anschließend einer biologisch aktivierten Stufe zu deren Abbau und Umwandlung zugeführt werden müssen. Oftmals ist die Ozonung aufgrund der geringeren CO₂-Emission das bevorzugte Verfahren, insbesondere dort, wo bereits Filtrationen existieren. Hier dient der Sandfilter als biologisch aktive Nachbehandlungsstufe. Somit kann die Sandfiltration die Doppelfunktion der Elimination von Mikroschadstoffen und der weitergehenden Phosphorelimination erfüllen. Gleichzeitig ist mit einem möglichen Austausch des Filtermaterials von Sand auf Aktivkohle eine hohe Flexibilität bzgl. des reinen Adsorptionsverfahrens und der Kombination von Ozon und Aktivkohle sichergestellt. Auch die Verfahrenskombination mit Pulveraktivkohle ist möglich, da für eine bessere Abscheideleistung von Pulveraktivkohle bereits Fällmittel eingesetzt werden. Dies bildet allerdings bei den kontinuierlich betriebenen Einschichtsandfiltern nicht das bevorzugte Verfahren. Bei Implementierung einer Filtration auf einer Kläranlage sollte die mögliche spätere Nachrüstung eines Ozonreaktors ggf. von vornherein berücksichtigt werden.

Da bei einer Wasserwiederverwendung beispielsweise für landwirtschaftliche Zwecke nach der mechanisch-biologischen Abwasserhandlung die weitergehende Aufbereitung mittels Filtration und Desinfektion gefordert ist (EU-WasserWVVO, 2020), sind bzgl. einer nachgeschalteten Filtration ebenfalls Synergien denkbar. Die international bereits verbreiteten Aufbereitungsverfahren für die Wasserwiederverwendung (Cornel et al., 2019) werden durch dem mit der EU-Verordnung 2020/741 gesetzten rechtlichen Rahmen zur Wasserwiederverwendung (EU-WasserWVVO, 2020) zukünftig auch in Deutschland zunehmend relevant werden. Notwendige nationale Regelwerke sollen bis 2024 vorliegen.

Da bei allen genannten Anwendungen die Elimination von Mikroschadstoffen durch Filtrationsstufen eine wesentliche Rolle spielt, wäre eine synergetische Kombination aus Phosphor- und Spurenstoffelimination sowie mit der Wasserwiederverwendung denkbar.

7. Zuwendungsverwendung

7.1. Wichtigste Positionen des zahlenmäßigen Nachweises

Innerhalb des Gesamtbudgets bilden die Personalkosten die größte Kostenposition des Verbundprojekts, da die Untersuchungen sehr zeit- und personalaufwändig waren und ein hohes Maß an Vorbereitungen, Abstimmungen und Auswertungen erforderten.

Im Bereich der Sachkosten stellt der im Teilprojekt der Nordic Water GmbH verortete Bau und Betrieb der Pilotanlage mitsamt der benötigten Messtechnik die wesentliche Kostenposition dar, gefolgt von den Ausgaben der TU Berlin für Labormaterial und die Versuche zu P-Pflanzenverfügbarkeit.

Die konkreten Zahlenwerte sind den separaten Abrechnungen der drei Projektpartner zu entnehmen.

7.2. Notwendigkeit und Angemessenheit der geleisteten Projektarbeit

Eine von kommunalen Betreibern getragene, direkte großtechnische Umsetzung der P-Elimination im laufenden Betrieb einer Kläranlage wäre wegen fehlender betrieblicher Erfahrungen und der notwendigen Anpassungen an das Verfahrenskonzept nicht realisierbar gewesen, da ein jederzeit regelkonformer Betrieb nicht gewährleistet wäre. Zudem waren umfangreiche Randuntersuchungen wie z. B. zu der bisher nicht erprobten Onlinemesstechnik für die Steuerung der Anlagen notwendig. Daher war die Umsetzung mittels Pilotanlage im Rahmen eines wissenschaftlichen Projektes der einzig zielführende Weg zur Validierung der weitestgehenden P-Elimination im großtechnischen Umfeld. Die dafür erforderlichen, umfangreichen Entwicklungs- und wissenschaftlichen Leistungen hätten die Projektpartner nicht ohne die Förderung durch das BMBF erbringen können.

7.3. Verwertbarkeit der Ergebnisse

Für die Verwertung der Projektergebnisse durch die drei Verbundpartner wird auf die fortgeschriebenen Verwertungspläne in den (nicht veröffentlichten) Erfolgskontrollberichten verwiesen.

Da die wissenschaftlichen Ergebnisse öffentlich gemacht werden, stehen sie auch Dritten zur Anwendung zur Verfügung. Das generierte Know-how ist wegen des Beitrags zum Gewässerschutz und der Ressourcenschonung von allgemeinem Umwelt- und Forschungsinteresse. Mit dem Projekt werden die Möglichkeiten zur Realisierung von technisch sinnvoll machbaren niedrigsten P-Emissionen dargelegt. Die Verwertung der Erkenntnisse wird für viele Kläranlagen in Deutschland erwartet. Insofern gehen die Untersuchungen über die wirtschaftlichen Einzelinteressen der beteiligten Unternehmen deutlich hinaus.

7.4. Fortschritt an anderer Stelle

Über fortlaufende Recherchen und den fachlichen Austausch mit Fachkollegen/-innen sowie weitere eigene Projekte der Projektpartner (z. B. P-REC und AMPHORE) wurde der Entwicklungsstand im Bereich der P-Elimination und der P-Rückgewinnung während der Projektlaufzeit fortlaufend eruiert. Besondere Ergebnisse, die herausragenden Einfluss auf die Durchführung des Vorhabens hatten, sind jedoch nicht bekannt geworden.

7.5. Veröffentlichungen

Während der Projektlaufzeit wurden die Ergebnisse im Wesentlichen über Beiträge zu Fachveranstaltungen und in die DWA-Gremienarbeit verbreitet. Weitere Aktivitäten zur Ergebnisverbreitung werden mit dem Abschluss des Projektes angegangen.

8. Zusammenfassung und Fazit

In der Oberflächengewässerverordnung (OGewV, 2019) und den von einzelnen Ländern aufgestellten Handlungskonzepten gemäß EU-Wasserrahmenrichtlinie (WRRL, 2000) werden zunehmend Ablaufwerte für Orthophosphat- und Gesamphosphorkonzentrationen nahe der technisch erreichbaren „Null-Emission“ gefordert. Ziel des Forschungsverbundvorhabens „Zero-P“ war es daher, zu evaluieren, ob und mit welchem technischen und wirtschaftlichen Aufwand (Fällmitteleinsatz) Ablaufwerte von $\leq 0,03$ mg/l PO₄-P und $< 0,1$ mg/l P_{ges} im Jahresmittel prozessstabil und sicher eingehalten werden können. Untersucht wurde ein Verfahrenskonzept mit nachgeschalteter Fällmitteldosierung im statischen Rohrmischer und anschließender Filtration mittels DynaSand-Filter. Der Untersuchungsschwerpunkt wurde hierbei auf einen voll automatisierten, kontinuierlichen Betrieb mit handelsüblicher Mess-, Steuer- und Regelungstechnik in großtechnischem Umfeld gesetzt. Bewertet wurden sowohl die Fällung des Orthophosphates als auch die Elimination des Gesamphosphors über die Feststoffabscheidung im Filter. Für die Elimination des Orthophosphates wurde die reine Steuerung sowie die Kombination aus Steuerung und Regelung betrachtet.

Da keine Phosphat-Messgeräte verfügbar waren, die im Abwasserbereich für die sehr geringen Zielkonzentrationen von 0,03 mg/l PO₄-P ausreichende Referenzen aufweisen konnten, wurde als PO₄-P-Analysator das 5500 sc von Hach ausgewählt, das eigentlich für den Kraftwerksbereich vorgesehen ist. Zusätzlich war aufgrund von Lieferengpässen für Reagenzien ersatzweise das Phosphax sc LR im Einsatz.

Es wurde gezeigt, dass in Versuchsphasen mit einer reinen Steuerung bei β -Werten bis 7 mit Zuläufen, angepasst an die Tagesganglinien der Kläranlage, Ablaufkonzentrationen von Orthophosphat zwischen 0,05 und 0,02 mg/l PO₄-P (Laboranalyse von 24-h-Mischproben) erzielt werden konnten. Die Ablaufkonzentrationen schwankten in diesem Bereich, wobei der Zielwert von 0,03 mg/l PO₄-P bei reiner Steuerung nicht kontinuierlich unterschritten bzw. eingehalten werden konnte. Mittels Regelung kann der Zielwert von 0,03 mg/l PO₄-P mit dem Online-Analysator HACH 5500 sc zwar sicher eingehalten werden, jedoch stellen sich β -Werte zwischen 5 und 47,5 (im Mittel β -Wert = 11) ein.

Der limitierende Faktor für eine präzise und kontinuierliche Einhaltung von Ablaufkonzentrationen $< 0,03$ mg/l PO₄-P ist hierbei die Analysetechnik. Da die mit dem Phosphax LR gemessenen Ablaufkonzentrationen (Regler-Sollwert) meist geringer waren als der Laborwert, konnte die Zielwerteinhaltung mittels der 24-h-Mischproben im Labor nicht nachgewiesen werden. Beim Einsatz des 5500 sc lagen die im Labor gemessenen Werte überwiegend deutlich unter den Werten des Messgerätes, wodurch mehr Fällmittel zur Zielwerteinhaltung verbraucht wurde, als erforderlich gewesen wäre. Hier sind Kalibrierungen mittels Auswertung von längeren Betriebsphasen angeraten.

Für einen höher angesetzten Zielwert von 0,05 mg/l PO₄-P zeigte sich eine deutliche Reduzierung des Fällmitteleinsatzes und mit dem geringeren β -Werten auch ein geringerer Austrag von ungenutztem Fällmittel und entsprechender Aufsatzung des Ablaufs gegenüber dem Zielwert von 0,03 mg/l PO₄-P. Bei den strengeren Anforderungen an den Jahresmittelwert von 0,03 mg/l PO₄-P und Einsatz der Fällmitteldosierung mittels aktueller Mess- und Regeltechnik ergab sich gegenüber der Steuerung, dass ein um den Faktor 2,7 höherer Fällmitteleinsatz für die Nachfällung erforderlich war. Gleichzeitig wurde der Sandfilter mit erhöhtem Fällschlammanfall beaufschlagt, was längere Spülintervalle bis hin zur Dauerspülung erforderte. Dies ist bei Einbeziehung wirtschaftlicher und ökologischer Aspekte zu berücksichtigen.

Die Ergebnisse zeigen, dass für sehr geringe Ablaufwerte ($< 0,05$ mg/l PO₄-P) bevorzugt Analysegeräte mit dem Molybdänblau-Verfahren zu empfehlen sind. Das nach der Gelbmethode messende Phosphax sc LR hat sich bei den sehr geringen Ablaufwerten als nicht geeignet herausgestellt.

Die Verfügbarkeit der Reagenzien für den getesteten Phosphoranalysator 5500 sc waren während der Versuchsphasen 2021/2022 nur unregelmäßig gegeben. Zusätzlich weisen sie eine geringere

Haltbarkeit auf, sodass ein verlässlicher Einsatz in dieser Zeit nicht möglich war. Das Analysegerät 5500 sc wird bisher nicht standardmäßig im Abwasserbereich eingesetzt, weshalb die Anforderungen an die Probenaufbereitung und Wartungsintervalle (inkl. Reinigung) mit dem Hersteller auf den spezifischen Einsatzbereich neu und in enger Absprache festgelegt werden müssen.

Die hier aufgezeigten Ergebnisse konnten mit einem statischen Mischer in der Rohrleitung und einem Flockungstank erreicht werden. Die Einmischung wurde in Anlehnung an in der Praxis üblichen „einfachen“ Einbauten realisiert. Durch den Einsatz eines separaten Fäll- und Flockungstank könnte die Einmischung weiter optimiert werden. Die Raumfiltration im DynaSand-Filter sorgte für eine gute Flockenbildung, sodass eine weitere Reduzierung von Orthophosphat im Filter stattfand und der Zielwert von 0,03 mg/l PO₄-P dadurch eingehalten werden konnte.

Die Einhaltung des angestrebten Ablaufwertes von P_{ges} mit 0,1 mg/l im Jahresmittel war aufgrund der gegebenen Randbedingungen (snrP nahe 0,1 mg/l) nicht erreichbar, sodass der nicht fällbare P-Anteil snrP explizit rechnerisch berücksichtigt wurde. Bei weitestgehender Fällung der PO₄-P-Konzentration auf ≤ 0,03 mg/l PO₄-P konnte der Zielwert von 0,1 mg/l P_{ges} ohne snrP im Mittel eingehalten werden. Für die snrP-Fracht konnte eine durchschnittliche Gesamtreduktion von 48 % ermittelt werden.

Im Jahresmittel, über alle Versuchsphasen betrachtet, konnte der Zielwert knapp nicht eingehalten werden, wobei hierbei der Anteil an Orthophosphat ebenfalls höher ausfiel, sodass nicht eine reduzierte Abscheideleistung allein ursächlich hierfür ist, sondern auch eine nicht ausreichende Fällung. Höhere Abscheideleistungen, auch im Hinblick auf noch strengere Anforderungen bzgl. P_{ges} weit unter 0,1 mg/l P_{ges} können nur mit Modifikationen, wie bspw. einer feineren Sandkörnung oder einer regelbaren Fällmitteleinmischung, mit mehrstufigen Verfahren (Reihenschaltung) oder durch energieintensive Feinststoffabscheidungen erzielt werden.

Die Pflanzenverfügbarkeitstests zeigten, dass der im Tertiärschlamm gebundene Phosphor für die Pflanzen verfügbar ist und somit ein Potential zur landwirtschaftlichen Nutzung berücksichtigt werden kann.

Aufgrund massiver Einschränkungen während der Coronazeit und der Lieferprobleme der Reagenzien konnten länger anhaltende Versuchseinstellungen, der Einsatz verschiedener Fällmittel und Sandkörnungen sowie weitere programmiertechnische Anpassungen der Regelung nicht realisiert werden. Hier besteht weitergehender Forschungsbedarf, um die dargelegten Auslegungshinweise weiter spezifizieren zu können. Mit dem realisierten Projekt „Zero-P“ konnten die Herausforderungen und technischen Grenzen der Forderung nach minimalsten Phosphorablaufwerten aus Sicht der Praxis veranschaulicht werden.

Zusammenfassend zeigt das Forschungsvorhaben, dass das Verfahrenskonzept mit nahezu vollständiger P-Fällung und kontinuierlich betriebenen DynaSand-Filter gut für die weitestgehende Phosphorelimination geeignet ist.

Literaturverzeichnis

- Berlin und Brandenburg. (2015). *Reduzierung der Nährstoffbelastungen; Gemeinsames Handlungskonzept der Wasserwirtschaftsverwaltungen der Bundesländer Berlin und Brandenburg*.
- BRAWAG. (2020). *Stadt Brandenburg an der Havel - Abwasserbeseitigungskonzept 2020 - 2024*. Brandenburg an der Havel.
- Cornel et al. (2019). *Non-Potable Water Reuse – Development, Technologies and International Framework Conditions for Agricultural, Urban and Industrial Uses*. DWA Topics. Hennef: Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e.V.
- DWA. (2011). *Arbeitsblatt DWA-A 202. Chemisch-physikalische Verfahren zur Elimination von Phosphor aus Abwasser*. Hennef: DWA Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e. V.
- DWA. (2019). *Arbeitsblatt DWA-A 203. Abwasserfiltration durch Raumfilter nach biologischer Reinigung*. Hennef: Deutsche Vereinigung für Wasser, Abwasser und Abfall e.V.
- DWA. (2020). *Merkblatt DWA-M 206. Automatisierung der chemischen Phosphatelimination*. Hennef: Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e. V.
- EU. (2022). *Proposal for a Directive concerning urban wastewater treatment. 2022/0345. Okt. 2022*. Online verfügbar unter https://environment.ec.europa.eu/publications/proposal-revised-urban-wastewater-treatment-directive_en (zuletzt aufgerufen am 15.04.2023).
- EU-WasserWVVO. (2020). *Verordnung 2020/741 des Europäischen Parlaments und des Rates vom 25. Mai 2020 über Mindestanforderungen an die Wasserwiederverwendung. Amtsblatt der Europäischen Union L 177/32-55 vom 5. Juni 2020*.
- Heck, C. (2022). Befragung Fa. HaGoTECH zur P-Pflanzenverfügbarkeit am 06.12.2022. (T. Guggenbeger, Interviewer)
- Hortipendium-Bearbeiter. (2023). Das grüne Lexikon - Hortipendium. Website. herausgegeben durch das: Dienstleistungszentrum Ländlicher Raum (DLR) Rheinpfalz. Online verfügbar unter https://www.hortipendium.de/N%C3%A4hrstoffmangel_und_N%C3%A4hrstoff%C3%BCbersorgung_Bilder#Kalium-Versorgung (zuletzt aufgerufen am 15.04.2023).
- OGewV. (2019). *Verordnung zum Schutz der Oberflächengewässer (Oberflächengewässerverordnung - OGewV) vom 20. Juni 2016 (BGBl. I S. 1373)*.
- P-Rec. (2023). *Phosphorrückgewinnung auf Kläranlagen mittels gezielter Nachfällung und Fällschlammseparation (P-Rec). Schlussbericht zum DBU-geförderten Projekt. Az. 35207, Veröffentlichung voraus. im Juni 2023*.
- REPLAWA. (2022). *Verbundprojekt REPLAWA: Reduktion des Eintrags von Plastik über das Abwasser in die aquatische Umwelt. Schlussbericht zum BMBF-geförderten FuE-Vorhaben, FKZ: 02WPL1445A ff. Juli 2022*. Online verfügbar unter <http://www.replawa.de/publikationen/> (zuletzt abgerufen am 15.04.2023).
- Statistisches Bundesamt. (2022). *Umwelt - Erhebung der öffentlichen Wasserversorgung und öffentlichen Abwasserentsorgung 2019*. Wiesbaden: Statistisches Bundesamt.
- WRRL. (2000). *Richtlinie 2000/60/EG des Europäischen Parlamentes und des Rates vom 23. Oktober 2000 zur Schaffung eines Ordnungsrahmens für Maßnahmen der Gemeinschaft im Bereich der Wasserpolitik. ABl. EG Nr. L 327/1 vom 22.12.2000*.
- Zech, J. (2022). *Grenzen und Potentiale der Phosphorelimination auf Kläranlagen. Masterarbeit*. Bochum: Ruhr Universität Bochum, Fakultät für Bau- und Umweltingenieurwissenschaften.