

## Wissenschaftlicher Abschlussbericht

Datum: 03.03.2021

Cicerostraße 24  
D-10709 Berlin  
Tel +49 (0)30 536 53 800  
Fax +49 (0)30 536 53 888  
www.kompetenz-wasser.de

# „Evaluation von Verfahrensoptionen zur Senkung von Energiebedarf und Treibhausgasemissionen der Berliner Kläranlagen – Abschlussbericht zum Projekt E-VENT“

von

Dr.-Ing. Christian Remy, Rabea Schubert, Vahid Toutian, Dr. Christian Loderer

Kompetenzzentrum Wasser Berlin gGmbH

Cicerostr. 24, 10709 Berlin

Das Vorhaben wurde im Berliner Programm für Nachhaltige Entwicklung (BENE) gefördert aus  
Mitteln des Europäischen Fonds für Regionale Entwicklung (EFRE) und des Landes Berlin  
(Förderkennzeichen 1158-B5-O).

Weitere Finanzierung des Projekts erfolgte durch Sponsoring der Berliner Wasserbetriebe.



Berlin 2021

### **Important Legal Notice**

**Disclaimer:** The information in this publication was considered technically sound by the consensus of persons engaged in the development and approval of the document at the time it was developed. KWB disclaims liability to the full extent for any personal injury, property, or other damages of any nature whatsoever, whether special, indirect, consequential, or compensatory, directly or indirectly resulting from the publication, use of application, or reliance on this document. KWB disclaims and makes no guaranty or warranty, expressed or implied, as to the accuracy or completeness of any information published herein. It is expressly pointed out that the information and results given in this publication may be out of date due to subsequent modifications. In addition, KWB disclaims and makes no warranty that the information in this document will fulfill any of your particular purposes or needs. The disclaimer on hand neither seeks to restrict nor to exclude KWB's liability against all relevant national statutory provisions.

### **Wichtiger rechtlicher Hinweis**

**Haftungsausschluss:** Die in dieser Publikation bereitgestellte Information wurde zum Zeitpunkt der Erstellung im Konsens mit den bei Entwicklung und Anfertigung des Dokumentes beteiligten Personen als technisch einwandfrei befunden. KWB schließt vollumfänglich die Haftung für jegliche Personen-, Sach- oder sonstige Schäden aus, ungeachtet ob diese speziell, indirekt, nachfolgend oder kompensatorisch, mittelbar oder unmittelbar sind oder direkt oder indirekt von dieser Publikation, einer Anwendung oder dem Vertrauen in dieses Dokument herrühren. KWB übernimmt keine Garantie und macht keine Zusicherungen ausdrücklicher oder stillschweigender Art bezüglich der Richtigkeit oder Vollständigkeit jeglicher Information hierin. Es wird ausdrücklich darauf hingewiesen, dass die in der Publikation gegebenen Informationen und Ergebnisse aufgrund nachfolgender Änderungen nicht mehr aktuell sein können. Weiterhin lehnt KWB die Haftung ab und übernimmt keine Garantie, dass die in diesem Dokument enthaltenen Informationen der Erfüllung Ihrer besonderen Zwecke oder Ansprüche dienlich sind. Mit der vorliegenden Haftungsausschlussklausel wird weder bezweckt, die Haftung der KWB entgegen den einschlägigen nationalen Rechtsvorschriften einzuschränken noch sie in Fällen auszuschließen, in denen ein Ausschluss nach diesen Rechtsvorschriften nicht möglich ist.

# Impressum

Dieser Bericht wurde nach den Vorgaben des Qualitätsmanagements gemäß DIN EN ISO 9001:2008 erarbeitet.

## Titel

Evaluation von Verfahrensoptionen zur Senkung von Energiebedarf und Treibhausgasemissionen der Berliner Kläranlagen – Abschlussbericht zum Projekt E-VENT

## Autoren

Christian Remy, Kompetenzzentrum Wasser Berlin gGmbH

Rabea Schubert, Kompetenzzentrum Wasser Berlin gGmbH

Vahid Toutian, Kompetenzzentrum Wasser Berlin gGmbH und TU Berlin

Christian Loderer, ehemals Kompetenzzentrum Wasser Berlin gGmbH, aktuell Steinbacher + Steinbacher ZT GmbH (Wien)

## Qualitätssicherung

Fabian Kraus, Kompetenzzentrum Wasser Berlin gGmbH

Endversion

Datum: 03.03.2021

## Zusammenfassung

Im Projekt E-VENT wurden innovative Verfahren der kommunalen Abwasserreinigung und Klärschlammbehandlung untersucht, um damit den Energieverbrauch von Klärwerken und die damit verbundenen Emissionen von Treibhausgasen (THG) zu senken. Nach einem Screening verschiedener Technologien wurden dazu Labor- und Pilotversuche zur thermischen Hydrolyse von Klärschlamm und zur Abwasserbehandlung mit granuliertem Belebtschlamm im Nereda®-Verfahren durchgeführt. Aufbauend auf den Versuchsergebnissen wurden für ein Berliner Klärwerk verschiedene Varianten für einen zukünftigen Neubau modelliert und bewertet, um das Potential der innovativen Verfahren zur Senkung von THG-Emissionen unter den spezifischen Randbedingungen in Berlin abzuschätzen. Abschließend wurden auch die Investitions- und Betriebskosten der neuen Verfahren mit einer konventionellen Referenzvariante verglichen.

Die Versuche zur thermischen Hydrolyse zeigen, dass der Faulgasertrag aus dem Klärschlamm damit deutlich erhöht werden kann (bis zu +26%). Gleichzeitig erhöht sich aber auch die Rückbelastung des Faulschlammzentrats mit Phosphor, Stickstoff und refraktären organischen Stoffen. Neben dem erhöhten Aufwand zur Behandlung des Zentrats kann vor allem der refraktäre organische Anteil die Ablaufqualität der Klärwerke deutlich verschlechtern, besonders bei Thermo-Druck-Hydrolyse. Bei thermo-alkalischer Hydrolyse konnte im Pilotversuch ein Mehrgasertrag von +19% im Jahresmittel sowie eine moderate Belastung des entstehenden Zentrats gezeigt werden, das die Ablaufwerte des Klärwerks nicht signifikant verschlechtert.

Im Pilotversuch zum Nereda®-Verfahren wurde ein stabiler Betrieb mit granuliertem Belebtschlamm erreicht, der eine gute biologische Reinigungsleistung für Phosphor und Stickstoff zeigte. Die hohen Anforderungen an die Ablaufwerte konnten jedoch nicht zuverlässig erreicht werden. Wie auch im konventionellen Belebtschlammverfahren ist dabei die Verfügbarkeit von Kohlenstoff (CSB/N-Verhältnis) ein möglicher limitierender Faktor für die biologischen Prozesse und die erreichbare Ablaufqualität. Darüber hinaus wurde ein erhöhter Anteil von Feststoffen im Ablauf des Nereda®-Verfahrens festgestellt, der zur Erreichung der vorgegebenen Zielwerte eine Nachreinigung über Filtration erforderlich macht. Vor einer großtechnischen Umsetzung sind daher weitere Untersuchungen in größerem Maßstab notwendig, um die zuverlässige Einhaltung der geforderten Überwachungswerte zu prüfen. Die Messung von Lachgas ergab relativ hohe Emissionsfaktoren dieses starken THG für die Nereda®-Pilotanlage.

Die Bewertung der Verfahren für einen zukünftigen Neubau des Klärwerks Stahnsdorf zeigen, dass die innovativen Verfahren die Energiebilanz gegenüber einer konventionellen Referenz weiter verbessern können. Dabei werden die möglichen Vorteile einer thermo-alkalischen Hydrolyse im Faulgasertrag durch den Mehraufwand auf dem Klärwerk und auch durch geringere Energierückgewinnung in der Klärschlamm Entsorgung im Modell ausgeglichen. Beim Nereda®-Verfahren sinkt der Verbrauch an Strom und Fällmitteln und verbessert so die Energiebilanz und senkt die damit verbundenen Emission von Treibhausgasen. Dabei ist zu beachten, dass wichtige Eingangsdaten weiter validiert werden sollten, um zu einer abschließenden Bewertung dieser Verfahren zu kommen. Die Schätzung der Investitions- und Betriebskosten ergab, dass die innovativen Verfahren Kostenvorteile bieten können. Insgesamt zeigte das Projekt, dass die hier untersuchten innovativen Verfahren ein Potential zur Senkung der THG-Emissionen der Abwasserreinigung bieten. Für den betrachteten Neubau des Klärwerk Stahnsdorf konnten dieser THG-Fußabdruck um bis zu 72% gesenkt werden, was einer Einsparung von 3700 Tonnen CO<sub>2</sub>-Äquivalenten entspricht. Bei einer zukünftigen Einführung solcher innovativen Verfahren ist jedoch immer die zuverlässige Einhaltung der vorgegebenen Ablaufwerte als Primärziel der Abwasserreinigung zu garantieren und dafür in großtechnischem Maßstab zu überprüfen.

## **Danksagung**

Das Projekt E-VENT wurde in enger Zusammenarbeit mit den Berliner Wasserbetrieben und den Anbietern der untersuchten Verfahren durchgeführt. Darüber hinaus trugen viele weitere Kolleginnen und Kollegen aus Wissenschaft und Praxis zum Gelingen des Projekts bei. Allen Mitwirkenden sei an dieser Stelle von den Autoren dieses Berichts gedankt, insbesondere den folgenden Personen:

- Berliner Wasserbetriebe: Regina Gnirß, Steffen Keller, Susi Burczyk, Andreas Lengemann, Matthias Mittelstedt, Silke Koch, Dr. Bernd Heinzmann
- Royal HaskoningDHV: Robin Kraan, Sjoerd Kerstens PhD, Ryan Botha, Andreas Giesen
- Pondus Verfahrenstechnik: Dr.-Ing. Andreas Dünnebeil
- P.C.S. GmbH: Bernd Kalauch
- Cambi A.S.: Paal Jahre Nilsen
- Technische Universität Berlin: Prof. Matthias Barjenbruch, Dr.-Ing. Alexander Wrieger-Bechtold, Elke Dalmann
- DBI Gas- und Umwelttechnik GmbH: Robert Manig, Ronny Eler
- EAWAG: Dr. Nicolas Derlon, Manuel Layer, Wenzel Gruber, Prof. Eberhard Morgenroth
- Senatsverwaltung für Umwelt, Verkehr und Klimaschutz (Fördergeber): Dr. Karin Gerner, Beate Bruchmann, Christine Kamprath
- Beratungs- und Service-Gesellschaft Umwelt mbH (Projektträger): Sabine Dornbusch, Iliane Eisenhuth

## **Förderung**

Das Vorhaben wurde im Berliner Programm für Nachhaltige Entwicklung (BENE) gefördert aus Mitteln des Europäischen Fonds für Regionale Entwicklung (EFRE) und des Landes Berlin (Förderkennzeichen 1158-B5-O). Die weitere Finanzierung des Projekts erfolgte durch Sponsoring der Berliner Wasserbetriebe. Vahid Toutian erhielt ein Doktorandenstipendium des Deutschen Akademischen Austauschdienst (DAAD) und hat im Rahmen dieses Stipendiums am Projekt E-VENT die Versuche zur thermischen Hydrolyse von Klärschlamm durchgeführt.

## Inhaltsverzeichnis

1	Einleitung.....	1
1.1	Herausforderung und Zielstellung des Projekts.....	1
1.2	Projekttablauf.....	1
1.3	Struktur des Berichts und weitere Publikationen.....	2
2	Recherche zu innovativen Verfahren und zur Datenverfügbarkeit.....	3
2.1	Ausgewählte Verfahren .....	3
2.2	Verfügbarkeit von Daten.....	4
2.3	Ergebnisse des Screenings .....	5
2.4	Zusammenfassung und Schlussfolgerungen .....	7
3	Labor- und Pilotversuche zur thermischen Hydrolyse von Klärschlamm.....	8
3.1	Ziele und Untersuchungskonzept .....	8
3.2	Material und Methodik.....	10
3.2.1	Laborversuche zur thermischen Hydrolyse.....	10
3.2.2	Pilotanlage zur thermo-alkalischen Hydrolyse.....	14
3.2.3	Pilotversuche Faulung .....	15
3.2.4	Analytik .....	16
3.3	Ergebnisse der Versuche.....	17
3.3.1	Charakterisierung der verwendeten Berliner Klärschlämme .....	17
3.3.2	Laborversuche zur Thermo-Druck Hydrolyse.....	18
3.3.3	Laborversuche zur thermo-alkalischen Hydrolyse.....	26
3.3.4	Pilotversuch zur thermo-alkalischen Hydrolyse.....	30
3.4	Zusammenfassung und Schlussfolgerungen .....	36
4	Pilotversuch zur Abwasserreinigung mit granuliertem Belebtschlamm .....	38
4.1	Ziele und Untersuchungskonzept .....	38
4.2	Material und Methodik.....	41
4.2.1	Aufbau der Pilotanlage für granulierten Belebtschlamm .....	41
4.2.2	Mess- und Regelungstechnik in der Pilotanlage .....	43
4.2.3	Versuchsdurchführung: Inbetriebnahme und Versuchsphasen .....	44
4.2.4	Probenahme und Analytik .....	47
4.2.5	Aufbau der Lachgasmessung .....	49

4.2.6	Kalibrierung und Auswertung der Lachgasmessung .....	50
4.3	Ergebnisse des Pilotbetriebs .....	53
4.3.1	Zulauf der Pilotanlage: Beschickung, Zulaufkonzentration und Schlammbelastung 53	
4.3.2	Betrieb der Pilotanlage mit vorgeklärtem Abwasser .....	55
4.3.3	Betrieb der Pilotanlage mit Rohabwasser .....	62
4.3.4	Eigenschaften des Belebtschlamm: Biomassekonzentration, Absetzverhalten, Anteil granulierter Biomasse, Biomethanpotential.....	68
4.3.5	Lachgasmessung .....	72
4.4	Zusammenfassung und Schlussfolgerungen .....	76
5	Ökologische und ökonomische Bewertung der Verfahren .....	79
5.1	Hintergrund und Ziele der Bewertung .....	79
5.2	Methodik der Bewertung .....	80
5.2.1	Definition der betrachteten Varianten.....	80
5.2.2	Methodik der Bilanzierung .....	82
5.2.3	Daten für die Bilanzierung .....	84
5.3	Ergebnisse der Bewertung.....	93
5.3.1	Ökologische Bewertung: kumulierter Energieaufwand und Emission von Treibhausgasen.....	93
5.3.2	Ökonomische Bewertung: Investitionskosten, Betriebskosten, Jahreskosten .....	98
5.4	Zusammenfassung der Bewertung und Schlussfolgerungen .....	101
6	Zusammenfassung und Ausblick .....	104
6.1	Ergebnisse des Projekts und Bewertung der Verfahren.....	104
6.2	Diskussion und Ausblick .....	106
7	Quellenverzeichnis.....	108

## Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1: Prinzipieller Ablauf der Laborversuche mit thermischer Hydrolyse, anaerobem Abbau im Biomethanpotential-Test (BMP), Entwässerung, und aerobem Abbau des Filtrats im Zahn-Wellens-Test .....	10
Abbildung 2: Laborreaktor zur Thermo-Druck-Hydrolyse der Firma Cambi.....	11
Abbildung 3: Laboraufbau zur thermo-alkalischen Hydrolyse.....	12
Abbildung 4: Aufbau zur Messung des Biomethanpotentials (Gerät: AMPTS® II, BPC Instruments) .....	12
Abbildung 5: Aufbau zur Messung der aeroben biologischen Abbaubarkeit (Zahn-Wellens-Test).....	13
Abbildung 6: Aufbau der Pilotanlage zur thermo-alkalischen Hydrolyse .....	14
Abbildung 7: Pilotanlage zur thermo-alkalischen Hydrolyse der Firma Pondus (links), Aufstellung im Klärwerk Waßmannsdorf (rechts).....	15
Abbildung 8: Aufbau der Pilotfaulung.....	16
Abbildung 9: Pilot-Faulbehälter am DBI-Institut in Freiberg (links) und Vorlagebehälter für Rohschlämme mit Kühlmantel (rechts) .....	16
Abbildung 10: CSB-Aufschlussgrad (CSB gelöst/CSB gesamt) für unbehandelten Überschussschlamm und nach Thermo-Druck-Hydrolyse bei unterschiedlichen Temperaturen und Versuchsdurchläufen.....	19
Abbildung 11: PO <sub>4</sub> -P-Konzentration nach Thermo-Druck-Hydrolyse bei unterschiedlichen Temperaturen und Versuchsdurchläufen.....	19
Abbildung 12: NH <sub>4</sub> -N-Konzentration nach Thermo-Druck-Hydrolyse bei unterschiedlichen Temperaturen und Versuchsdurchläufen.....	20
Abbildung 13: Kumuliertes Biomethanpotential (links) und tägliche spezifische Biomethanproduktion (rechts) für unbehandelten Überschussschlamm und nach Thermo-Druck-Hydrolyse bei verschiedenen Temperaturen.....	20
Abbildung 14: Absolute und relative Steigerung des Biomethanpotentials durch Thermo-Druck-Hydrolyse bei verschiedenen Temperaturen.....	21
Abbildung 15: Biomethanpotential für Faulschlamm ohne und mit Thermo-Druck-Hydrolyse bei verschiedenen Temperaturen.....	21
Abbildung 16: Veränderung der Entwässerbarkeit von gefaultem ÜS im Zentrifugentest durch Thermo-Druck-Hydrolyse bei verschiedenen Temperaturen .....	22
Abbildung 17: Veränderung der dynamischen Viskosität durch Thermo-Druck-Hydrolyse bei verschiedenen Temperaturen (bezogen auf 6% TR).....	23
Abbildung 18: Anstieg des gelösten CSB im Prozesswasser nach Thermo-Druck-Hydrolyse .....	23
Abbildung 19: Umwandlungsfaktor zur Berechnung des refraktären CSB für unbehandelten Überschussschlamm und nach Thermo-Druck-Hydrolyse bei verschiedenen Temperaturen .....	24
Abbildung 20: Farbe des Hydrolysats (links) und des Zentrifugats nach Faulung (rechts) für verschiedene Temperaturen der Thermo-Druck-Hydrolyse.....	25
Abbildung 21: Abschätzung des Anstiegs des CSB-Ablaufwerts der Berliner Klärwerke durch Rückbelastung mit Prozesswasser nach Faulung ohne und mit Thermo-Druck-Hydrolyse für verschiedene Temperaturen.....	25
Abbildung 22: pH-Wert nach thermo-alkalischer Hydrolyse über die Versuchsdauer für verschiedene Temperaturen und Laugedosierungen (Versuche mit nicht eingedicktem ÜS bei 1% TR) .....	26

Abbildung 23: Konzentration an gelöstem CSB nach thermo-alkalischer Hydrolyse über die Versuchsdauer für verschiedene Temperaturen und Laugedosierungen (Versuche mit nicht eingedicktem ÜS bei 1% TR) .....	27
Abbildung 24: Konzentration an PO <sub>4</sub> -P nach thermo-alkalischer Hydrolyse über die Versuchsdauer für verschiedene Temperaturen und Laugedosierungen (Versuche mit nicht eingedicktem ÜS bei 1% TR) .....	27
Abbildung 25: Absolute und relative Steigerung des Biomethanpotentials durch thermo-alkalische Hydrolyse bei 70°C und verschiedener Laugedosierung .....	28
Abbildung 26: Entwässerbarkeit von gefaultem ÜS im Zentrifugentest nach thermo-alkalischer Hydrolyse bei 70°C und verschiedener Laugedosierung (ohne und mit Polymerzugabe) ...	28
Abbildung 27: Veränderung der dynamischen Viskosität durch thermo-alkalische Hydrolyse bei verschiedenen Temperaturen und Laugedosierungen (bezogen auf 6% TR) .....	29
Abbildung 28: Anstieg des gelösten CSB im Prozesswasser nach BMP ohne und mit thermo-alkalischer Hydrolyse .....	29
Abbildung 29: Umwandlungsfaktor nach TAH im Labor .....	30
Abbildung 30: Auswirkung der TAH auf gelösten CSB, PO <sub>4</sub> -P, organischen gelösten P, und NH <sub>4</sub> -N: Vergleich zwischen unbehandelten ÜS und ÜS nach TAH über die gesamte Versuchsdauer (Boxplots zeigen Minimum, 25%il, Median, 75%il und Maximum).....	31
Abbildung 31: Gleitende spezifische Faulgasproduktion in Faulbehältern ohne (A) und mit thermo-alkalischer Hydrolyse (B) von Überschussschlamm und zugehörige Abwassertemperatur über die Versuchsdauer .....	32
Abbildung 32: pH-Wert (oben) und flüchtige organische Säuren (unten) in beiden Faulbehältern über die Versuchsdauer.....	33
Abbildung 33: Veränderung der Entwässerbarkeit im Zentrifugentest durch thermo-alkalische Hydrolyse über den Versuchszeitraum (links) und als Mittelwert (rechts).....	34
Abbildung 34: Belastung des Prozesswassers nach Faulung mit gelöstem CSB und refraktärem CSB nach Zahn-Wellens-Test (links) und relative Steigerung durch TAH (rechts) im Pilotversuch .....	34
Abbildung 35: Belastung des Prozesswassers mit NH <sub>4</sub> -N (oben) und PO <sub>4</sub> -P (unten) nach thermo-alkalischer Hydrolyse und Faulung in den Pilotversuchen (Messung durch DBI, Proben nur zentrifugiert).....	35
Abbildung 36: Mikroskopische Aufnahme von aerobem granuliertem Belebtschlamm bei Beschickung mit synthetischem Abwasser (links); Modell der Granula mit Sauerstoffzonen und Konzentrationsprofil der biologischen Prozesse (rechts) (© Manuel Layer/EAWAG)....	38
Abbildung 37: Ablauf eines Zyklus im Nereda <sup>®</sup> -Verfahren .....	39
Abbildung 38: Foto der Pilotanlage auf dem Klärwerk Stahnsdorf .....	41
Abbildung 39: Schematischer Aufbau der Pilotanlage .....	42
Abbildung 40: Siebbox mit Zu- und Ablauf sowie Überlauf .....	42
Abbildung 41: Signalverarbeitung der Mess- und Regelungstechnik in der Pilotanlage .....	44
Abbildung 42: Luftbildaufnahme mit Standort der Nereda <sup>®</sup> -Pilotanlage (rot) auf dem Gelände des Klärwerks Stahnsdorf.....	44
Abbildung 43: Schematische Darstellung des Beschickungsregimes der Nereda <sup>®</sup> -Pilotanlage bei durchflussproportionaler Beschickung.....	46
Abbildung 44: Verfahrensfliessbild des Klärwerks Stahnsdorf inklusive Einbindung der Nereda <sup>®</sup> -Pilotanlage .....	46
Abbildung 45: Schematische Darstellung der beiden Betriebsweisen mit vorgeklärtem und Rohabwasser und die Einleitorte der verschiedenen internen Prozesswässer .....	47

Abbildung 46: Schematische Übersicht der Probenahmestellen in der Nereda®-Pilotanlage .....	48
Abbildung 47: Siebturm zur Bestimmung der Korngrößenverteilung (Quelle: Schulungsvideo RHDHV) .....	49
Abbildung 48: Schematische Darstellung des Aufbaus der Lachgasmessung (links) und des Gasflusses (rechts) mit Foto der Reaktorsäule mit Haube (Mitte) .....	50
Abbildung 49: Ablauf der Datenauswertung für Lachgasmessungen mit der Software R Studio (Wenzel 2019) .....	52
Abbildung 50: CSB/N-Verhältnis im Zulauf der Pilotanlage .....	53
Abbildung 51: Konzentration an abfiltrierbaren Stoffen (AFS) im Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit vorgeklärtem Abwasser .....	55
Abbildung 52: CSB Konzentration im Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit Vorklärung .....	56
Abbildung 53: Konzentration der Stickstofffraktionen im Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit Vorklärung.....	56
Abbildung 54: Phosphorkonzentration im Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit Vorklärung.....	57
Abbildung 55: Verteilung der Konzentration an abfiltrierbaren Stoffen im Zulauf und Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit vorgeklärtem Abwasser und durchflussproportionaler Beschickung (Boxplots zeigen 25%il, Median, 75%il, und 1,5x Interquartilsabstand als Antennen, Zielwert: 10 mg/L als schwarze Linie) .....	58
Abbildung 56: Verteilung der CSB-Konzentration (gesamt und gelöst) im Zulauf und Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit vorgeklärtem Abwasser und durchflussproportionaler Beschickung (Zielwert CSB = 68 mg/L als schwarze Linie) .....	59
Abbildung 57: Summenkurve der CSB-Konzentration im Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit vorgeklärtem Abwasser und durchflussproportionaler Beschickung (Linie zeigt Zielwert CSB = 68 mg/L und zugehöriges %il) .....	59
Abbildung 58: Verteilung der Konzentration der Stickstofffraktionen im Zulauf und Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit vorgeklärtem Abwasser und durchflussproportionaler Beschickung (Zielwert für $N_{anorg}$ = 13 mg/L als schwarze Linie).....	60
Abbildung 59: Summenkurve der Konzentration der Stickstofffraktionen im Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit vorgeklärtem Abwasser und durchflussproportionaler Beschickung (Linie zeigt Zielwert für $N_{anorg}$ = 13 mg/L und zugehöriges %il).....	60
Abbildung 60: Verteilung der Phosphorkonzentration im Zulauf und Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit vorgeklärtem Abwasser und durchflussproportionaler Beschickung (Zielwert für $PO_4$ -P = 0,5 mg/L als schwarze Linie) .....	61
Abbildung 61: Summenkurve der Phosphorkonzentration im Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit vorgeklärtem Abwasser und durchflussproportionaler Beschickung (Linie zeigt Zielwert für $PO_4$ -P = 0,5 mg/L und zugehöriges %il) .....	61
Abbildung 62: Bildung einer Schwimmschlammschicht im Siebkorb .....	62
Abbildung 63: Konzentration an abfiltrierbaren Stoffen (AFS) im Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit und ohne Vorklärung .....	63
Abbildung 64: CSB-Konzentration im Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit und ohne Vorklärung.....	63
Abbildung 65: Konzentration der Stickstofffraktionen im Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit und ohne Vorklärung .....	64
Abbildung 66: Phosphorkonzentration im Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit und ohne Vorklärung .....	64

Abbildung 67: Verteilung der Konzentration an abfiltrierbaren Stoffen im Zulauf und Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit Rohabwasser (Zielwert: 10 mg/L als schwarze Linie).	65
Abbildung 68: Verteilung der CSB-Konzentration (gesamt und gelöst) im Zulauf und Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit Rohabwasser (Zielwert: 68 mg/L als schwarze Linie).	65
Abbildung 69: Summenkurve der CSB-Konzentration im Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit Rohabwasser (Linie zeigt Zielwert: 68 mg/L und zugehöriges %il) .....	66
Abbildung 70: Verteilung der Konzentration der Stickstofffraktionen im Zulauf und Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit Rohabwasser (Zielwert für $N_{\text{anorg}}$ = 13 mg/L als schwarze Linie) .....	66
Abbildung 71: Summenkurve der Konzentration der Stickstofffraktionen im Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit Rohabwasser (Linie zeigt Zielwert für $N_{\text{anorg}}$ = 13 mg/L und zugehöriges %il).....	66
Abbildung 72: Verteilung der Phosphorkonzentration im Zulauf und Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit Rohabwasser (Zielwert für $PO_4\text{-P}$ = 0,5 mg/L als schwarze Linie) .....	67
Abbildung 73: Summenkurve der Phosphorkonzentration im Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit Rohabwasser (Linie zeigt Zielwert für $PO_4\text{-P}$ = 0,5 mg/L und zugehöriges %il) ...	67
Abbildung 74: Trockensubstanzgehalt im Reaktor (Linie: Mittelwert über 15 Messungen) .....	68
Abbildung 75: Schlammvolumen nach 5 Minuten und 30 Minuten Absetzzeit (Probenahme in 2m Höhe) .....	69
Abbildung 76: Anteil der granulierten Biomasse im Reaktor .....	69
Abbildung 77: Biomethanpotential des Überschussschlammes des KW Stahnsdorf und der Nereda <sup>®</sup> -Pilotanlage beim Betrieb mit vorgeklärtem Abwasser und Rohabwasser .....	71
Abbildung 78: Verlauf der gemessenen Abluftkonzentration für $N_2O$ , $CH_4$ und $CO_2$ über eine Zyklusdauer und Belüftung des Reaktors (Wenzel 2019).....	72
Abbildung 79: Berechnete durchschnittliche Emissionsraten für $N_2O$ über alle Zyklen im Betrieb mit vorgeklärtem Abwasser und durchflussproportionalem Betrieb (Wenzel 2019) .....	73
Abbildung 80: Berechnete Emissionsfaktoren für $N_2O$ über alle Zyklen im Betrieb mit vorgeklärtem Abwasser und durchflussproportionalem Betrieb (Wenzel 2019) .....	73
Abbildung 81: Statistische Verteilung der $N_2O$ -Emissionsfaktoren der Nereda <sup>®</sup> -Pilotanlage pro Monat beim Betrieb mit vorgeklärtem Abwasser und Rohabwasser und Temperaturverlauf im Reaktor (Pan 2020).....	74
Abbildung 82: Systemgrenzen für die Bewertung der Verfahren über eine Ökobilanz .....	83
Abbildung 83: Kumulierter Energieaufwand aller untersuchten Verfahrenskombinationen im Vergleich .....	93
Abbildung 84: Unterschiede im kumulierten Energieaufwand der innovativen Verfahren im Vergleich zur konventionellen Neubau-Variante als Referenz.....	94
Abbildung 85: Treibhauspotential aller untersuchten Verfahrenskombinationen im Vergleich... 95	95
Abbildung 86: Unterschiede im Treibhauspotential der innovativen Verfahren im Vergleich zur konventionellen Neubau-Variante als Referenz.....	96
Abbildung 87: Einfluss von verschiedenen Annahmen zur Lachgasemission beim Nereda <sup>®</sup> -Verfahren auf das Treibhauspotential im Vergleich zur konventionellen Anlage als Referenz .....	97
Abbildung 88: Treibhauspotential aller untersuchten Verfahrenskombinationen im Vergleich für einen hypothetischen Strommix 2050 mit hohem Anteil an erneuerbaren Energien.....	98
Abbildung 89: Relative Investitionskosten der Neubauvarianten im Vergleich.....	99
Abbildung 90: Relative Betriebskosten der Neubauvarianten im Vergleich .....	99
Abbildung 91: Relative Jahreskosten der Neubauvarianten im Vergleich .....	100

## Tabellenverzeichnis

Tabelle 1: Auswahl innovativer Verfahren zur Abwasserreinigung und Klärschlammbehandlung für das Screening .....	3
Tabelle 2: Verfügbarkeit von Daten für die Bewertung der innovativen Verfahren am Projektstart (Felder mit *: diese Aspekte werden im Projekt in Labor-/Pilotversuchen untersucht) .....	4
Tabelle 3: Überblick über Labor- und Pilotversuche zur thermo-alkalischen und Thermo-Druck-Hydrolyse: untersuchte Parameter und Methoden.....	9
Tabelle 4: Eigenschaften der verwendeten Klärschlämme während der Versuchslaufzeit .....	18
Tabelle 5: Methanertrag und Abbaugrad der zweistufigen Faulung mit zwischengeschalteter Thermo-Druck-Hydrolyse (DLD-Konzept) für verschiedene Temperaturen .....	22
Tabelle 6: Abschätzung der Prozesswasserqualität für NH <sub>4</sub> -N mit Thermo-Druck-Hydrolyse .....	24
Tabelle 7: Betriebsparameter und Faulgasqualität für beide Faulbehälter als Mittelwerte über die Versuchsdauer (Standardabweichung in Klammern) .....	33
Tabelle 8: Übersicht über Ergebnisse der Labor- und Pilotversuche für thermo-alkalische und Thermo-Druck-Hydrolyse von Überschussschlamm (ÜS) .....	37
Tabelle 9: Zielwerte der Abwasserreinigung für die Nereda-Pilotanlage nach Vorgaben der BWB .....	40
Tabelle 10: Übersicht der Onlinesonden im Zulauftank und Säulenreaktor der Pilotanlage .....	43
Tabelle 11: Übersicht über die Versuchsphasen der Nereda®-Pilotanlage für granulierten Belebtschlamm .....	45
Tabelle 12: Übersicht gemessene Parameter mit Frequenz und Probenahmestelle .....	48
Tabelle 13: Spezifikationen der Sensoren des Gasanalysators (Wenzel 2019) .....	50
Tabelle 14: Beschickungsvolumen, Zulaufqualität und berechnete Schlammbelastung der Pilotanlage (Mittelwerte aller Messwerte, Min-Max in Klammern).....	54
Tabelle 15: Übersicht der Ergebnisse aus dem Pilotversuch mit granuliertem Belebtschlamm im Nereda®-Verfahren im durchflussproportionalen Betrieb .....	77
Tabelle 16: Varianten für die ökologische und ökonomische Bewertung .....	81
Tabelle 17: Abwassermengen, Zulaufqualität und Zielwerte der Abwasserreinigung für die Varianten eines Klärwerk-Neubaus am Standort Stahnsdorf nach Vorgaben der BWB .....	82
Tabelle 18: Schlammanfall, Faulgasanfall, Bedarf und Produktion an Strom und Wärme, Chemikalienverbrauch und Emissionen der Szenarien für die ökologische Bewertung .....	86
Tabelle 19: Datensätze für ökologische Bewertung der Hintergrundprozesse .....	89
Tabelle 20: Grundlagen für die Kostenrechnung: Verfahren, Beckenvolumina in der biologischen Stufe, Art der Nachklärung und weitere wichtige Veränderungen in den Investitions- und Betriebskosten .....	91
Tabelle 21: Übersicht der Datenquellen für die Bewertung.....	92
Tabelle 22: Übersicht über die Ergebnisse der Bewertung: Energiebilanz, kumulierter Energieaufwand, Treibhausgasemissionen und Kosten der betrachteten Varianten im Vergleich .....	102
Tabelle 23: Verbesserungspotential für Energiebilanz und Treibhauseffekt durch innovative Verfahren für den Neubau Klärwerk Stahnsdorf (492.500 Einwohnerwerte) inklusive Klärschlammverbrennung.....	105

# 1 Einleitung

## 1.1 Herausforderung und Zielstellung des Projekts

Die kommunale Abwasserreinigung ist heute immer noch einer der großen Einzelverbraucher von Energie in den Kommunen. Dazu tragen insbesondere die Klärwerke bei, deren Energieverbrauch zwar in den letzten Jahren durch Effizienzmaßnahmen reduziert werden konnte, die aber immer noch einen erheblichen Strombedarf für die Abwasserreinigung haben. Durch die energetische Nutzung des anfallenden Klärschlammes über Faulgasproduktion und Verbrennung kann ein Teil dieses Energiebedarfs der Klärwerke bereits durch interne Energierückgewinnung abgedeckt werden. Dennoch verbleibt immer noch ein erheblicher Strombedarf, der aus dem Stromnetz gedeckt wird. Für die sechs Berliner Klärwerke beläuft sich dieser verbleibende externe Strombezug auf über 55 Gigawattstunden pro Jahr (Stand 2018).

Zur Erfüllung der Klimaziele des Landes Berlin aus dem Stadtentwicklungsplan Klima (SenStadt 2011) und die daraus abgeleiteten Vorgaben zur Reduktion des Ausstoßes von Treibhausgasen kann daher eine weitere Senkung dieses externen Strombedarfs der Klärwerke ein möglicher Beitrag sein. Hier bieten sich neben den bereits laufenden Maßnahmen zur Energieoptimierung im Bestand auch die Integration neuer und innovativer Verfahren und Technologien an, die größere Energieeinsparungen ermöglichen. Dabei ist jedoch die primäre Aufgabe der Klärwerke, d.h. die zuverlässige Reinigung des Abwassers bis auf festgelegte Zielerfordernisse, in jedem Fall zu gewährleisten.

Aufbauend auf dieser Zielstellung wurde das Förderprojekt E-VENT durchgeführt, um zu einer wissenschaftlich fundierten Einschätzung des Potentials von innovativen Verfahren zur **Senkung von Energieverbrauch und Treibhausgasemissionen der Abwasserreinigung in Berlin** zu kommen. Vorgabe sind dabei die Berücksichtigung der für Berlin spezifischen Qualität des Rohabwassers und Klärschlammes sowie die sichere Einhaltung der vorgegebenen Ablaufwerte für das gereinigte Abwasser.

Dazu wurden im Projekt folgende Unterziele bzw. Arbeitsschritte definiert:

- Umfassende **Recherche über innovative Verfahren** und wichtige Aspekte für deren Bewertung, insbesondere bezogen auf die vorgegebenen Randbedingungen in Berlin
- Erhebung spezifischer Daten und Klärung offener Fragen für zwei Verfahren in **Labor- und Pilotversuchen**
- Erstellung von **Energie- und Treibhausgasbilanzen** ausgewählter Verfahrenskombinationen für ein Berliner Klärwerk sowie Schätzung von Investitions- und Betriebskosten
- **Bewertung und Diskussion** der Verfahren hinsichtlich eines möglichen Umsetzungspotentials in Berlin

## 1.2 Projektablauf

Das Förderprojekt startete am 09.03.2017 und endete am 31.07.2020. Im Rahmen des Projekts wurden fünf Arbeitspakete bearbeitet:

- **Arbeitspaket 1:** Recherche zu innovativen Verfahren der Abwasserreinigung und Klärschlammbehandlung (April bis Dezember 2017)
- **Arbeitspaket 2:** Labor- und Pilotversuche zur thermischen Hydrolyse von Klärschlamm (April 2017 bis Juni 2019)

- **Arbeitspaket 3:** Pilotversuch zur Abwasserreinigung mit aerobem granulierten Belebtschlamm (Juli 2018 bis Oktober 2019)
- **Arbeitspaket 4:** Bilanzierung und Bewertung ausgewählter Verfahrenskombinationen anhand eines ausgewählten Berliner Klärwerks (Januar bis Juli 2020)
- **Arbeitspaket 5:** Projektmanagement und Kommunikation

Neben den Arbeiten in den einzelnen Arbeitspaketen wurden **drei Experten-Workshops** im Projekt durchgeführt (25.01.2018, 22.01.2019, 12.02.2020). Dazu waren neben den Fachkollegen der Berliner Wasserbetriebe und Vertretern des Fördergebers auch externe Referenten und Gäste eingeladen, um die Projektergebnisse in größerem Rahmen zu diskutieren und kritisch zu bewerten. Abschließend wurden die Ergebnisse des Projekts am 03.07.2020 in einem **öffentlichen Abschlussseminar** präsentiert und so der breiteren Fachöffentlichkeit vorgestellt.

### 1.3 Struktur des Berichts und weitere Publikationen

Dieser Bericht enthält die Ergebnisse der Arbeitspakete 1 bis 4 des Projekts E-VENT und ist analog zum Projektablauf strukturiert:

- **Kapitel 2:** Recherche zu innovativen Verfahren und zur Datenverfügbarkeit
- **Kapitel 3:** Labor- und Pilotversuche zur thermischen Hydrolyse von Klärschlamm
- **Kapitel 4:** Pilotversuch zur Abwasserreinigung mit granuliertem Belebtschlamm
- **Kapitel 5:** Ökologische und ökonomische Bewertung der Verfahrenskombinationen
- **Kapitel 6:** Abschließende Diskussion und Bewertung der Verfahren

Neben diesem wissenschaftlichen Abschlussbericht wurden eine Reihe von Abschlussarbeiten und Veröffentlichungen zum Projekt erstellt, in denen weitere Ergebnisse und Einzelheiten der Projektergebnisse dokumentiert sind:

- Thermische Hydrolyse (Gerundt 2018; Hebbe 2019; Hunsicker 2019; Toutian et al. 2020a; Toutian et al. 2020b; Unger 2019)
- Granulierter Belebtschlamm (Fischbacher 2019; Pan 2020; Wenzel 2019)

Zudem wurden Ergebnisse des Projekts auf folgenden Veranstaltungen präsentiert:

- Berliner Energietage 2018 und 2019 (Poster)
- IWA-Konferenz „Sludge Management in Circular Economy“ 2018 in Rom (Poster)
- European Biosolids Conference 2018 in Leeds (Vortrag)
- IWAMA-Workshop Energie- und Schlammoptimierung 2019 in Rostock (Vortrag)
- DWA-Treffen “Sondernachbarschaft große Kläranlagen/Nord” 2019 in Rostock (Vortrag)
- ÖWAV Klärschlammtagung 2020 als Webinar (Vortrag)

Im Nachgang des Projekts sind darüber hinaus weitere Publikationen in Fachzeitschriften geplant.

## 2 Recherche zu innovativen Verfahren und zur Datenverfügbarkeit

### 2.1 Ausgewählte Verfahren

Als erster Schritt zur Entwicklung neuer innovativer Verfahrenskombinationen für die kommunale Abwasserreinigung werden einzelne Verfahrensschritte und neue Technologien auf Basis verfügbarer Informationen analysiert und bewertet. Dieses „Screening“ der neuen Ansätze dient dazu, einen Überblick über die Innovationen zu bekommen hinsichtlich ihrer Leistung, ihrer technischen Reife, aber auch über die Verfügbarkeit von Daten in Bezug auf wichtige Prozessparameter und Indikatoren im Betrieb.

Zum Start des Projekts wurde daher in Zusammenarbeit mit den Berliner Wasserbetrieben eine Auswahl innovativer Verfahren zur Abwasserreinigung und Klärschlammbehandlung zusammengestellt, die über das Screening näher betrachtet werden sollen. Diese Auswahl beruht auf Informationen aus Literatur und Vorprojekten u.a. von KWB und BWB und umfasst je vier Technologien für Abwasser und Klärschlamm (Tabelle 1). Hauptkriterium für diese Auswahl war neben der technischen Reife der Verfahren für die großtechnische Anwendung vor allem ein möglicher Beitrag zur Verbesserung der Energiebilanz und damit auch zur Reduktion von Treibhausgasemissionen der kommunalen Abwasserreinigung. Die Ansätze reichen dabei von Verfahren mit höherer Effizienz (z.B. in Belüftung oder Faulgasproduktion) bis zu neuen verfahrenstechnischen Ansätzen für einzelne Stufen.

**Tabelle 1: Auswahl innovativer Verfahren zur Abwasserreinigung und Klärschlammbehandlung für das Screening**

Verfahren	Ziel
<b>Abwasserreinigung</b>	
Mikrosieb als Vorklärung	Mehr CSB-Abscheidung für Faulgasgewinnung
Vollstrom-Anammox	Stickstoffentfernung ohne C-Quelle
Granulierter Belebtschlamm	Energieeffiziente Entfernung von CSB, N, P, geringer Flächenbedarf
Belüftete Membranbiofilmreaktoren	Effiziente Belüftung, kompakte Bauweise
<b>Klärschlammbehandlung</b>	
Schlammvorwärmung	Geringere Schlammmenge zur Entsorgung
Thermische Hydrolyse	Verbesserter Abbau im Faulturm, mehr Faulgas, bessere Entwässerbarkeit
Mechanische Desintegration	Verbesserter Abbau im Faulturm, mehr Faulgas
Membranstrippung	Stickstoffrückgewinnung aus Prozesswasser

Für diese Verfahren wurde eine umfangreiche Recherche durchgeführt, um aktuelle Erkenntnisse aus Literatur, Forschungsprojekten und ersten großtechnischen Referenzanlagen zusammenzutragen. Dabei wurden für alle Verfahren eine definierte Liste verschiedener Aspekte betrachtet, u.a. Informationen zur Leistung des Verfahrens, zur technischen Umsetzung, Betriebsmitteln, und betriebliche Emissionen von Treibhausgasen, dem betrieblichen Aufwand und der Flexibilität, den Kosten des Verfahrens und der Verfügbarkeit großtechnischer Referenzen. Für alle Aspekte wurden verfügbare Daten gesammelt und aufbereitet, die anschließend auf mehreren Treffen mit den Berliner Wasserbetrieben vorgestellt und kritisch diskutiert wurden.

## 2.2 Verfügbarkeit von Daten

Die Recherche ergab insgesamt eine relativ gute Verfügbarkeit von Daten zu den untersuchten Verfahren und Technologien. Dabei sind bestimmte Verfahren im Einzelnen schon sehr gut untersucht und entsprechende Informationen vorhanden, bei anderen ergeben sich noch größere Lücken in der Datenverfügbarkeit (Tabelle 2). Dies betrifft vor allem Daten zur Leistung der Verfahren bzw. die Übertragbarkeit dieser Angaben auf die spezifischen Randbedingungen in Berlin, aber auch konkrete Zahlen zur Auslegung bzw. zum Verbrauch an Energie und Chemikalien im Betrieb. Zum Aspekt der Lachgasbildung durch biologische Verfahren gibt es insgesamt nur wenig Informationen. Auch für betriebliche Fragestellungen wie Prozessstabilität (besonders im Lastfall bei Regenwetter), Flexibilität und Komplexität sind für die biologischen Verfahren nur bedingt Angaben zu finden. Letztlich haben diese Parameter auch Auswirkungen auf die Kosten der Verfahren, so dass eine belastbare Kostenschätzung von Investitions- und Betriebskosten nur eingeschränkt möglich ist.

Auch bei den großtechnischen Referenzanlagen gibt es deutlich Unterschiede: einige Verfahren wurden schon vielfach realisiert und sind entsprechend technisch gereift, während bei ausgewählten Verfahren wie Vollstrom-Anammox oder belüfteten Membranbiofilmreaktoren bisher keine oder nur wenige Referenzanlagen gebaut und betrieben wurden.

**Tabelle 2: Verfügbarkeit von Daten für die Bewertung der innovativen Verfahren am Projektstart (Felder mit \*: diese Aspekte werden im Projekt in Labor-/Pilotversuchen untersucht)**

Aspekt	Mikrosiebe	Vollstrom-Anammox	Granulierter Schlamm	MABR	Schlammvorwärmung	Hydrolyse	Mechanische Desintegration	Membranstripping
Info Verfahrensschema								
Leistungsdaten			*			*		
Auslegung								
Flächenbedarf								
Energieverbrauch						*		
Verbrauch an Chemikalien		-	-	-	-	*		
Lachgasbildung	-		*	-	-	-	-	-
Geruch + Lärmbelastung								
Prozessstabilität			*					
Lastfall Regenwetter			*					
Flexibilität			*					
Komplexität								
Personalaufwand								
Kosten Invest								
Kosten Betrieb								
Referenzen	>10	0	>10	1-2?	?	>80	>5	1-2
<b>DATENQUALITÄT</b>	<b>Gut</b>	<b>Mittel</b>	<b>Schlecht</b>					

## 2.3 Ergebnisse des Screenings

Die Ergebnisse des Screenings basieren auf Informationen aus eigenen Vorprojekten des KWB, Literaturangaben und weiteren verfügbaren Referenzen. Die Informationen wurden in mehreren Treffen mit den Berliner Wasserbetrieben vorgestellt und kritisch diskutiert. Der folgende Abschnitt enthält die grundlegenden Erkenntnisse und Schlussfolgerungen aus dem Screening.

### **Mikrosieb als Vorklärung: u.a. (Olsson et al. 2018; Remy et al. 2014; Schubert et al. 2013)**

- Kontinuierliche Filtration mit 40-350 µm Maschenweite über Stahl-/Gewebefilter
- Einsatz als Vorklärung mit und ohne Chemikaliendosierung möglich (Polymer und/oder Metallsalze)
- Verschiedene Hersteller und Bauweisen am Markt verfügbar
- Vorteile:
  - o Kompakte Bauweise (10% des Flächenbedarfs einer normalen Vorklärung)  
→ Raumbedarf für Flockungstanks ist zu beachten!
  - o Geringer Stromverbrauch (< 0,05 kWh/m<sup>3</sup>)
  - o Hohe Abscheidung von abfiltrierbaren Stoffen (> 50-70%) und organischer Fracht (bis zu 70%), gemessen als chemischer Sauerstoffbedarf (CSB)
  - o Primärschlamm mit 1-2% Trockensubstanz, teilweise mit direkter Entwässerung
  - o Flexibler Betrieb möglich, hohe Automatisierung, geringe Wartung
- Wichtige Parameter: Maschenweite für hydraulische Leistung und Abscheidung, Dosierung von Chemikalien

### **Vollstrom-Anammox: u.a. (Christensson et al. 2018)**

- Biologische Stickstoffentfernung ohne CSB-Bedarf (autotroph)
- Verfahren in der Entwicklung, noch keine großtechnischen Referenzanlagen
- Stabilität bei schwierigen Bedingungen nicht gesichert (z.B. geringe Abwassertemperatur im Winter (12°C), verdünntes Abwasser, schwankende Belastung, hoher Rest-CSB)
- Konfiguration und Betriebsstrategien noch in der Erprobung
- Nachreinigung scheint aus heutiger Sicht erforderlich, um hohe Ablaufziele bezüglich Gesamt-Stickstoff sicher zu erreichen (verfahrensbedingt entstehen Rest-Nitratgehalte von 11% der zugeführten N-Fracht).

### **Granulierter Belebtschlamm: u.a. (Benstöm et al. 2019; Lehmann & Kasper 2017; Pronk et al. 2015)**

- Biologische Abwasserreinigung mit kompakter Bauweise
- Diskontinuierliches Verfahren im Sequencing Batch Reactor (SBR)
- Schnelle Sedimentation durch kompakte Granula mit hoher Dichte, daher ohne Nachklärung
- Biologische Entfernung von Stickstoff und Phosphor
- Geringer Verbrauch an Strom und Fällmittel
- Umsetzung:
  - o Bisher nur ein Anbieter am Markt: Royal HaskoningDHV (Nereda<sup>®</sup>-Verfahren)
  - o Keine Referenzanlage in Deutschland
  - o Viele Anlagen in Betrieb oder Planung (>50)
- Offene Fragen:
  - o Erzielbare Reinigungsleistung mit Berliner Abwasser?
  - o Stabilität der Granula im realen Betrieb?
  - o Verhalten des SBR-Verfahrens bei hohem Durchfluss (Regenwetter-Spitze)?
  - o Nachreinigung für Schwebstoffe erforderlich?
  - o Lachgasemissionen des Verfahrens?

### **Belüftete Membranbiofilmreaktoren**

- Biofilmverfahren auf Membranbasis mit effizienter Belüftung über die Membraninnenseite
- Gradienten im Biofilm unterstützen biologische Prozesse (Nitrifikation, Denitrifikation)
- Sehr gute Effizienz beim Sauerstoffeintrag → Energieeinsparung möglich
- Umsetzung:
  - Weiterentwicklung von Hohlfasermodulen läuft, kompaktere Bauweise
  - Zwei große Anbieter am Markt: OxyMem und GE („Zeelung“)
  - Oft zur Nachrüstung kleinerer Anlagen bei Kapazitätserweiterung
- Herausforderungen:
  - Optimale Biofilmdicke
  - Hohe Investitionskosten
  - Haltbarkeit der Membranen, Foulingverhalten im realen Betrieb

### **Schlammvorwärmung**

- Nutzung von Überschusswärme aus dem Blockheizkraftwerk zur Schlammvorwärmung vor Entwässerung
- Verbesserte Entwässerbarkeit: bis zu +1% Trockenrückstand pro +10°C erreichbar
- Keine Einsparung von Polymer zur Schlammkonditionierung
- Rückbelastung steigt an (+20% CSB)
- Relativ komplexes System
- Wichtige Punkte: Verfügbarkeit von Wärme, Wirtschaftlichkeit, Investitionskosten des Wärmetauschers, Betriebsaufwand

### **Thermische Hydrolyse: u.a. (Barber 2016; DWA 2016b; Remy & Diercks 2016)**

- Thermische bzw. thermo-chemische Behandlung des Überschussschlammes zur Erhöhung der Abbaubarkeit im Faulturn und zur verbesserten Entwässerbarkeit
- Mehrere Anbieter am Markt, >80 Anlagen in Betrieb
- Verschiedene Verfahren:
  - Eintrag von Wärme über Dampfinjektion oder Wärmetauscher
  - Betrieb diskontinuierlich (Batch) oder kontinuierlich
  - Temperatur: 60-165°C, ggf. Dosierung von Säure oder Lauge
  - Ggf. Vorentwässerung des Überschussschlammes notwendig
- Vorteile:
  - Verbessertes Abbau organischer Substanz, höherer Faulgasertrag
  - Verbesserte Entwässerbarkeit bei einigen Verfahren
  - Mehr Kapazität im Faulturn durch höhere Beladung und bessere Mischbarkeit hydrolysierter Schlämme (geringere Viskosität)
- Mögliche Nachteile:
  - Erhöhung der Rückbelastung über Prozesswasser (CSB, N, P)
  - Bildung schwerabbaubarer organischer Substanzen („refraktärer CSB“)
  - Komplexe Prozesssteuerung, Sicherheitsaspekte bei Hochtemperaturverfahren (Dampf)
- Vor- und Nachteile müssen im Einzelfall abgewogen werden:
  - Bestehende Faulung (Gasertrag, Abbauraten, Kapazität, ...)
  - Bisheriges Entwässerungsergebnis
  - Schlammengen und verfügbare Abwärme
  - Kapazität der Abwasserreinigung: Ablaufqualität und Überwachungswerte

### **Mechanische Desintegration (DWA 2016b)**

- Mechanischer Aufschluss der Zellstrukturen für bessere Abbaubarkeit des Klärschlammes in der Faulung

- Vorteile:
  - Einfaches Prinzip (Mechanik) mit direkter Wirkung
  - Gasertrag von Überschussschlamm kann gesteigert werden
- Herausforderungen:
  - Verstopfungen, Verschleiß
  - Teilweise hoher Energieeintrag notwendig ( $>10 \text{ kWh/m}^3$ )
  - Nur geringe Wirkung nachweisbar ( $\sim 10\%$  mehr Abbau)

**Membranstrippung: u.a. (Böhler et al. 2016; Böhler et al. 2018)**

- Verfahren zur Rückgewinnung von Stickstoff aus dem Prozesswasser über gaspermeable Membran
- Referenzanlagen in CH und D
- Vorteile:
  - Chemischer Prozess, stabil, leicht steuerbar
  - Kompakt, kleiner und effizienter als Luftstrippung
  - Rückgewinnung von Stickstoff als Produkt möglich
- Herausforderungen:
  - Aufwändige Vorbehandlung zur Abscheidung von Feststoffen notwendig
  - Optimierung von Temperatur/Chemikalienverbrauch
  - Betrieb der Membran über längere Zeit?
  - Qualität und Vermarktung des Produkts

## 2.4 Zusammenfassung und Schlussfolgerungen

Aus dem Screening ergaben sich für die Berliner Wasserbetriebe wichtige Erkenntnisse zu den untersuchten innovativen Verfahren. Für den Bereich der Abwasserreinigung liegt das höchste Interesse beim **Verfahren mit granuliertem Belebtschlamm**, da es bereits in vielen Referenzen betrieben wird und deutliche Vorteile im Energieverbrauch berichtet werden. Hinsichtlich der Übertragbarkeit der verfügbaren Prozessdaten auf Berlin sind jedoch noch viele entscheidende Fragen offen, u.a. zur Prozessstabilität mit Berliner Abwasser, zur Reinigungsleistung und zur Zuverlässigkeit in der Einhaltung der Ablaufqualität, aber auch zum Verhalten des Verfahrens bei Stoßbelastungen und zur Emission von Lachgas. Daher wird in diesem Projekt ein längerer Pilotversuch durchgeführt (vgl. Kapitel 4), um Erkenntnisse zum Betrieb des Verfahrens und seiner Leistung unter den spezifischen Randbedingungen der Berliner Wasserbetriebe zu gewinnen.

Für den Bereich der Klärschlammbehandlung wurde das Verfahren der **thermischen Hydrolyse** als interessant bewertet, da es Verbesserungen im Klärschlammabbau erreicht und dabei sowohl den Faulgasertrag steigern als auch die zu entsorgende Klärschlammmenge verringern kann. Daneben sind aber auch mögliche Nachteile des Verfahrens wie die erhöhte Belastung des Faulschlammzentrats aus der Entwässerung zu bewerten. In der Umsetzung sind prinzipiell verschiedene Varianten des Verfahrens denkbar, neben der Thermo-Druck-Hydrolyse bei hoher Temperatur auch eine thermo-alkalische Hydrolyse bei geringerer Temperatur und Dosierung von Chemikalien. Um die möglichen Vor- und Nachteile beider Verfahren für die Randbedingungen in Berlin genauer zu untersuchen, werden in diesem Projekt entsprechende Labor- und Pilotversuche durchgeführt (vgl. Kapitel 3). Dabei ist vor allem der Effekt der Vorbehandlung auf den Berliner Klärschlamm und den Faulgasertrag zu prüfen, aber auch die mögliche Bildung schwerabbaubarer refraktärer Substanzen, die einen negativen Einfluss auf Energieverbrauch und Ablaufqualität des Klärwerks haben können.

### 3 Labor- und Pilotversuche zur thermischen Hydrolyse von Klärschlamm

#### 3.1 Ziele und Untersuchungskonzept

Die thermische Hydrolyse (TH) von Klärschlamm ist ein bereits am Markt etabliertes Verfahren, um die Klärschlammbehandlung zu verbessern. Dabei wird die TH meist zur Vorbehandlung von Überschussschlamm (ÜS) vor der Faulung eingesetzt. Dieser biologische Schlamm ist relativ schlecht abbaubar (Abbaugrad der Organik: 30-40%), erzielt daher nur geringe Faulgaserträge und lässt sich zudem schlecht entwässern. Hauptziele der TH von ÜS sind daher:

- Verbesserung der biologischen Abbaubarkeit der organischen Substanz
- Dadurch höherer Faulgasertrag
- Verbesserung der Entwässerbarkeit
- Verbesserung der Schlammeigenschaften (geringere Viskosität, Bekämpfung von Blähschlamm)
- Reduktion der zu entsorgenden Schlammmenge und damit der Entsorgungskosten

In der Praxis sind verschiedene Hersteller und Verfahrensvarianten verfügbar (DWA 2016b; Remy & Diercks 2016). Marktführer ist die Firma Cambi A.S. (Norwegen) mit über 55 Großanlagen weltweit und mehr als 10 im Bau (Stand 2020). Ihr patentiertes Verfahren CambiTHP® behandelt vorentwässerten ÜS mit 14-16% Trockenrückstand (TR) bei 165°C und 8 bar durch Injektion von Nassdampf und wird daher als Thermo-Druck-Hydrolyse (TDH) bezeichnet. Durch eine schlagartige Druckentspannung am Ende des Prozesses („Flash-Effekt“) erzielt das Cambi-Verfahren durch die dabei auftretenden mechanischen Kräfte neben der rein thermischen Wirkung eine weitere Desintegration der Biomasse. Neben Cambi gibt es eine Reihe weiterer Anbieter von TDH-Systemen mit Dampfinjektion (u.a. Veolia Exelys™, Sustec TurboTec®, Haarslev HCHS) mit anderen Verfahrensvarianten, aber prinzipiell bei ähnlichen Prozessbedingungen. Die Firma Eliquo-Stulz bietet zudem ein TDH-System mit Wärmeeintrag über Wärmetauscher und Thermalöl an (Lysotherm®).

Neben der TDH bei hohen Temperaturen gibt es auch die Variante der Niedertemperatur-Hydrolyse (<100°C). Hier wird die Aufschlusswirkung neben der Temperatur auch durch die Zugabe von Lauge erreicht. Die Firma Pondus hat dafür das Pondus-Verfahren entwickelt, das auf einer Behandlung von ÜS bei 65-70°C und Zugabe von Lauge (NaOH) beruht. Dieser Prozess der thermo-alkalischen Hydrolyse (TAH) zeichnet sich im Vergleich zur TDH durch einfachere Prozessführung und geringeren Auflagen für Betriebssicherheit aus, weil hier ohne Dampf und bei niedrigen Temperaturen ohne Überdruck gearbeitet wird. Das Pondusverfahren ist bereits in 10 Anlagen in Deutschland und USA in Betrieb (Dünnebeil 2018).

Neben den Vorteilen der TDH bzw. TAH für die Klärschlammbehandlung gibt es auch eine Reihe möglicher Nachteile für den Kläranlagenbetrieb. Dazu gehören unter anderem:

- Zusätzlicher Verbrauch von Strom, Wärme und ggf. Chemikalien für den Prozess
- Erhöhte Belastung des Prozesswassers aus der Schlammentwässerung mit organischen Stoffen (CSB) und Nährstoffen (N, P)
- Bildung von schwer abbaubaren organischen Substanzen („refraktärer CSB“), die auch nach einer Rückführung des Prozesswassers in den Zulauf der Kläranlage dort nicht abbaubar sind und daher die Ablaufqualität der Kläranlage negativ beeinflussen

Eine umfassende Bewertung der TDH bzw. TAH für einen Klärwerksstandort muss daher sowohl Vor- als auch mögliche Nachteile dieser Verfahren mit einbeziehen und für den spezifischen Standort und seine Ziele bzw. Randbedingungen prüfen. Dabei ist die Übertragbarkeit von Parametern und

Ergebnissen aus anderen Anlagen oft nicht direkt möglich, da sich die Eigenschaften der jeweiligen Klärschlämme und damit auch die Effizienz der Behandlung von Anlage zu Anlage stark unterscheiden können. Auch können durch eine Anpassung der Prozessbedingungen (z.B. niedrigere Temperatur bei TDH) mögliche negative Effekte wie die Bildung von refraktärem CSB verringert werden.

Im Projekt E-VENT wurden daher folgende Fragestellungen zur TDH bzw. TAH genauer untersucht:

- Wie verbessert sich die Abbaubarkeit bzw. der Faulgasertrag bei TDH/TAH mit den Berliner Klärschlämmen?
- Wie stark erhöht sich die Rückbelastung mit CSN, N und P im Prozesswasser?
- Wieviel refraktärer CSB bildet sich bei TDH/TAH? Wie wirken sich mildere Prozessbedingungen (geringere Temperatur, weniger Lauge) auf die Bildung von refraktärem CSB aus?
- Wie verändern sich die mechanischen Eigenschaften des Schlamms (Entwässerbarkeit, Viskosität)?

Dazu wurden beide Verfahren in Laborversuchen mit Berliner Klärschlamm (ÜS des Klärwerks Waßmannsdorf) getestet und die Hydrolysate mit spezifischen Methoden genauer untersucht (Tabelle 3). In diesen Versuchen wurden gezielt Prozessparameter wie Temperatur und Laugedosierung variiert, um deren Einfluss auf die Ergebnisse zu ermitteln. Für das Verfahren der TAH wurden neben den Laborversuchen auch kontinuierliche Pilotversuche über 12 Monate durchgeführt, um Erkenntnisse im größeren Maßstab und im kontinuierlichen Betrieb zu gewinnen.

Bei allen Versuchen wurde als Referenzvergleich immer auch unbehandelter Klärschlamm analysiert, um gezielt die relative Veränderung der Parameter durch TDH bzw. TAH zu bestimmen.

**Tabelle 3: Überblick über Labor- und Pilotversuche zur thermo-alkalischen und Thermo-Druck-Hydrolyse: untersuchte Parameter und Methoden**

Parameter	Einheit	Thermo-Druck-Hydrolyse im Labor	Thermo-alkalische Hydrolyse im Labor	Thermo-alkalische Hydrolyse im Pilotversuch
Versuchsdauer		Einzelversuche	Einzelversuche	Kontinuierlich über 12 Monate
Substrat für TH		ÜS aus WASS	ÜS aus WASS	ÜS aus WASS
Temperatur TH	°C	130-170	50-90	65
Zugabe Lauge	g NaOH/kg TS	-	0-80	10-25
Aufschlussgrad	%	CSB, PO <sub>4</sub> -P, NH <sub>4</sub> -N	CSB, PO <sub>4</sub> -P, NH <sub>4</sub> -N	CSB, PO <sub>4</sub> -P, NH <sub>4</sub> -N
Biogasertrag	NmL/kg oTR <sub>in</sub>	Biomethan-potential-Test	Biomethan-potential-Test	Pilotfäulung
Entwässerbarkeit	% TR	Zentrifugentest	Zentrifugentest	Zentrifugentest
Viskosität	Pa*s	Rheometer	Rheometer	-
Prozesswasser-qualität	mg/L	CSB, NH <sub>4</sub> -N	CSB	CSB, NH <sub>4</sub> -N, PO <sub>4</sub> -P
Refraktärer CSB	Umwandlungs-faktor	Zahn-Wellens Test (28d)	Zahn-Wellens Test (28d)	Zahn-Wellens Test (7d)

ÜS: Überschussschlamm, WASS: Klärwerk Waßmannsdorf

Die Versuche wurden im Rahmen mehrerer Abschlussarbeiten und wissenschaftlicher Veröffentlichungen dokumentiert:

- Laborversuche zur TDH (Toutian et al. 2020b; Unger 2019)
- Laborversuche zur TAH (Gerundt 2018)
- Pilotversuche zur TAH (Hebbe 2019; Toutian et al. 2020a)
- Entwässerbarkeit bei TDH und TAH (Hunsicker 2019)

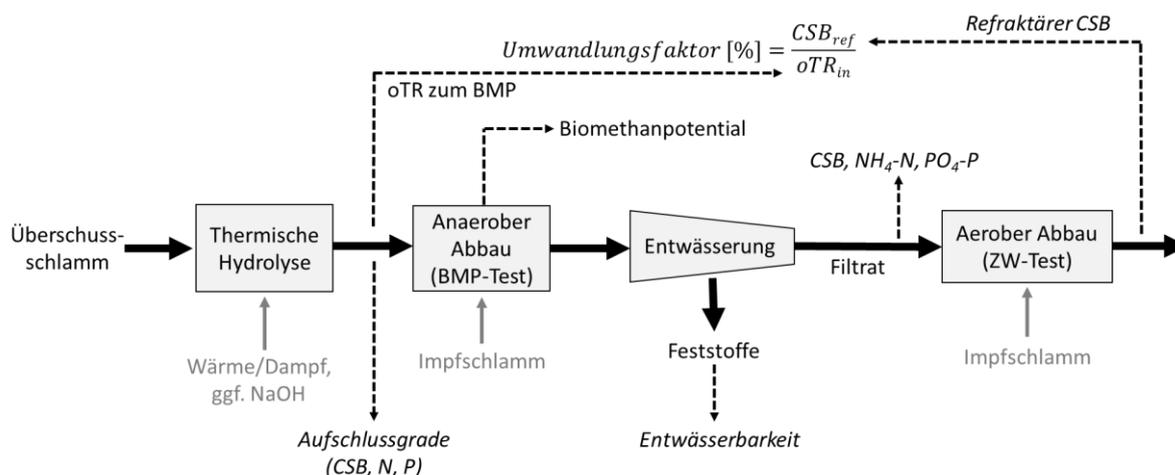
Dieser Bericht enthält eine kurze Beschreibung der Methodik sowie die Ergebnisse der Versuche. Für weitere Einzelheiten wird auf die entsprechenden Arbeiten verwiesen.

### 3.2 Material und Methodik

Dieser Abschnitt beschreibt den Versuchsaufbau für die Labor- und Pilotversuche, die Durchführung der einzelnen Untersuchungen sowie die Analytik. Nähere Einzelheiten sind in den zitierten Quellen verfügbar.

#### 3.2.1 Laborversuche zur thermischen Hydrolyse

Für die Laborversuche zur thermo-alkalischen Hydrolyse (TAH) bzw. zur Thermo-Druck-Hydrolyse (TDH) ergab sich prinzipiell der gleiche Ablauf (Abbildung 1). Nach der thermischen Behandlung der Überschussschlämme in Laboranlagen wurden die Aufschlussgrade für CSB, NH<sub>4</sub>-N und PO<sub>4</sub>-P im Hydrolysat gemessen. Anschließend wurden die behandelten Schlämme einem anaeroben biologischen Abbau unterzogen, um das jeweilige Biomethanpotential (BMP) zu ermitteln. Nach Abschluss des BMP-Tests wurden die Ansätze entwässert bzw. filtriert. Mit dem Zentrifugentest konnten Anhaltspunkte für die Entwässerbarkeit der gefaulten Schlämme gewonnen werden. Im Filtrat wurde zudem der Gehalt an gelösten Substanzen (CSB, NH<sub>4</sub>-N, PO<sub>4</sub>-P) gemessen, um die Belastung des Prozesswassers zu ermitteln. Zuletzt wurde das Filtrat einem aeroben biologischen Abbau („Zahn-Wellens-Test“) unterzogen, um den nicht abbaubaren oder refraktären Anteil des CSB zu bestimmen. Zur Berechnung der Auswirkungen auf den Kläranlagenbetrieb wurde über eine Massenbilanz ein Umwandlungsfaktor definiert, der die Menge an gebildetem refraktären CSB zur Menge des behandelten Überschussschlammes ins Verhältnis setzt.



**Abbildung 1: Prinzipieller Ablauf der Laborversuche mit thermischer Hydrolyse, anaerobem Abbau im Biomethanpotential-Test (BMP), Entwässerung, und aerobem Abbau des Filtrats im Zahn-Wellens-Test**

Alle Versuche wurden als Einzelversuche („Batch“) durchgeführt. Um die Vergleichbarkeit der Versuche untereinander zu erhöhen, wurden vergleichende Versuche wenn möglich zeitlich zusammenhängend (z.B. am gleichen Tag) durchgeführt. Dadurch konnten Qualitätsschwankungen im Eingangssubstrat (Überschussschlamm) sowie bei den biologischen Abbauprozessen weitestgehend

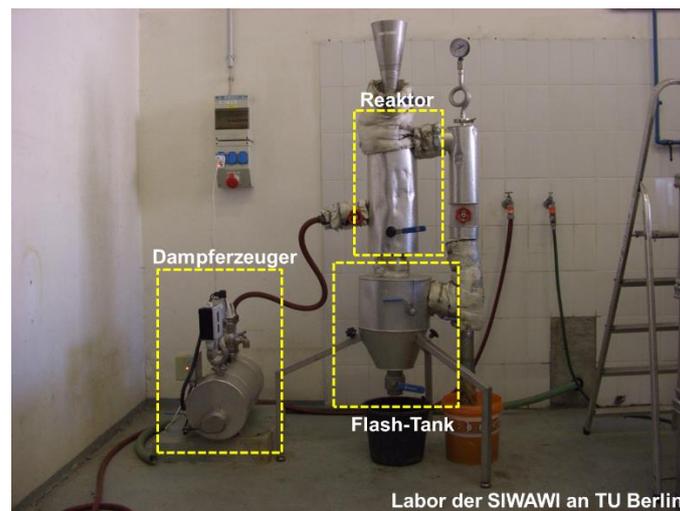
minimiert werden. Dennoch ist bei allen Ergebnissen zu beachten, dass Versuche mit Klärschlamm und biologischem Abbau im Ergebnis naturgemäß gewissen Schwankungen unterliegen, die auch bei gleicher Versuchsdurchführung die Reproduzierbarkeit beeinträchtigen. Daher wurden wenn möglich mehrere Ansätze parallel gemessen bzw. Versuche mehrmals wiederholt, um mögliche Abweichungen auszugleichen und die Unsicherheit der Ergebniswerte aufzuzeigen.

Im Folgenden werden die einzelnen Schritte des Versuchsablaufs genauer erläutert.

### **Thermo-Druck-Hydrolyse (TDH)**

Die Laborversuche zur Thermo-Druck-Hydrolyse wurden im Technikum der TU Berlin mit einem Laborreaktor (Cambi A.S, Norwegen) durchgeführt. Hier erfolgt nur eine vereinfachte Beschreibung der Methodik, die Einzelheiten wurden im Rahmen einer Masterarbeit berichtet (Unger 2019).

Der Laborreaktor besteht aus einem Dampferzeuger zur Bereitstellung von Nassdampf, einem Reaktorbehälter und einem Entlastungstank („flash tank“) zum Ablassen des Überdrucks nach der Reaktion (Abbildung 2). Nach Spülung und Vorheizung des Reaktors mit Nassdampf wird Klärschlamm über den Einfüllstutzen zugeführt (ca. 1 kg Klärschlamm pro Durchlauf). Dann wird das Reaktorventil geschlossen und der Reaktor wird mit Nassdampf beschickt, um die TDH zu starten. Dabei wird der Druck im Reaktor gemessen und über die Wasser-Dampf-Tabelle eine entsprechende Temperatur eingestellt ( $p = 2,7-7,9$  bar entspricht  $T = 130-170^{\circ}\text{C}$ ). Wenn der gewünschte Druck erreicht ist, beginnt die Reaktionszeit der TDH (30 min). Auftretende Inertgase werden alle 10 Minuten über ein Nebenventil abgelassen.



**Abbildung 2: Laborreaktor zur Thermo-Druck-Hydrolyse der Firma Cambi**

Nach Ende der Reaktionszeit wird der Druck aus dem Reaktor schlagartig über ein verengtes Ventil am Boden des Reaktors ( $< 0,5$  cm) in den Entlastungstank abgebaut, wodurch es beim Durchtritt zu einer starken mechanischen Belastung des Klärschlammes und damit zu einer Zerkleinerung der Partikel kommt. Dieser „flash“ Effekt ist in der Pilotanlage relativ gering im Vergleich zu einer Anlage im großtechnischen Maßstab, so dass hier ggf. höhere Effekte zu erzielen sind.

Um die Aufschlussgrade zu ermitteln und damit die TDH-Reaktion zu charakterisieren, wurden die Hydrolysate auf verschiedene chemische Parameter untersucht (CSB gesamt/gelöst, Stickstoff gesamt,  $\text{NH}_4\text{-N}$ , Phosphor gesamt,  $\text{PO}_4\text{-P}$ ). Dabei ist die Verdünnung durch Nassdampf während der TDH über die Erhöhung der Wassermenge herauszurechnen (Unger 2019).

Mit dem Hydrolysat wurde nachfolgend das Biomethanpotential sowie nach Feststoffabtrennung die aerobe Abbaubarkeit des verbleibenden gelösten CSB im Schlammwasser im Zahn-Wellens-Test ermittelt.

### **Thermo-alkalische Hydrolyse (TAH)**

Die Laborversuche zur thermo-alkalischen Hydrolyse wurden im Technikum der TU Berlin mit einem einfachen Laboraufbau durchgeführt (Abbildung 3). Dazu wurde der zu behandelnde Überschussschlamm (ca. 1 kg) in einem Simmertopf gegeben und mit Natronlauge (50%) versetzt. Dann wurde der Topf über eine Heizplatte erwärmt, um die gewünschte Temperatur einzustellen. Die Kontrolle der Temperatur erfolgte über ein Thermometer. Sobald die gewünschte Temperatur erreicht wurde, wurde diese für 2 Stunden gehalten. Der behandelte Schlamm wurde dabei mit einem statischen Rührer kontinuierlich durchmischt (50 U/min). Zur Minimierung von Wasserverlusten während der Reaktion wurde der Topf mit Alufolie abgedeckt (Gerundt 2018; Hunsicker 2019).



**Abbildung 3: Laboraufbau zur thermo-alkalischen Hydrolyse**

Um die Aufschlussgrade zu ermitteln und damit die TAH-Reaktion zu charakterisieren, wurden die Hydrolysate auf verschiedene chemische Parameter untersucht (CSB gesamt/gelöst, Stickstoff gesamt,  $\text{NH}_4\text{-N}$ , Phosphor gesamt,  $\text{PO}_4\text{-P}$ ). Mit dem Hydrolysat wurde nachfolgend das Biomethanpotential sowie nach Feststoffabtrennung die aerobe Abbaubarkeit des verbleibenden gelösten CSB im Schlammwasser im Zahn-Wellens-Test ermittelt.

### **Biomethanpotential (BMP)**

Das Biomethanpotential (BMP) wurde in anaeroben Batch-Tests mit dem Automatic Methane Potential Test System (AMPTS II, BPC Instruments) ermittelt. Das Gerät besteht aus drei Einheiten (Abbildung 4): ein beheiztes Wasserbad ( $37^\circ\text{C}$ ) mit 15 Batch-Ansätzen inkl. automatischen Rührern (im Bild rechts), eine Kohlendioxid-Absorptionseinheit (Mitte) und einer Gasvolumenmeseinrichtung (links). Die Rührersteuerung sowie die Datenerfassung und -auswertung der Gasvolumenmessung erfolgten automatisch über ein Steuergerät mit einer speziellen Software.



**Abbildung 4: Aufbau zur Messung des Biomethanpotentials (Gerät: AMPTS® II, BPC Instruments)**

Vor Versuchsbeginn wurden TR und oTR aller Schlämme bestimmt, um die notwendige Einwaage von Substrat und anaerobem Impfschlamm zu ermitteln. Die Batch-Ansätze wurden mit 300-400g

Füllmenge befüllt und jeweils in drei parallelen Ansätzen durchgeführt, um statistische Abweichungen zu ermitteln. Pro Testdurchlauf wurden zwei Blindproben mitgeführt, um den Gasertrag aus dem Impfschlamm zu ermitteln. Eine Positivkontrolle mit Cellulose diente als Nachweis der mikrobiellen Aktivität im Impfschlamm. Das Verhältnis Impfschlamm zu Substrat wurde auf 2:1 bezogen auf die Masse der oTR festgelegt. Vor dem Versuchsbeginn wurden durch Begasung mit reinem Stickstoff anaerobe Bedingungen in allen Ansätzen hergestellt (Unger 2019). Die Absorptionseinheit diente zur Abscheidung von CO<sub>2</sub> und H<sub>2</sub>S und ist mit 3M NaOH gefüllt.

Der Versuchszeitraum zur Ermittlung des BMP lag bei maximal 25 Tagen. Der Test gilt als beendet, wenn die tägliche Methanproduktion bei <1% der kumulierten Methanproduktion liegt. Die Messgenauigkeit des Verfahrens liegt nach Herstellerangaben bei 5%, der Variationskoeffizient bei 1%. Die Methodik des AMPTSII und die Durchführung wurde ab Juni 2017 in mehreren Vorversuchen erprobt und optimiert, um reproduzierbare Ergebnisse aus dem BMP-Test zu erhalten (Gerundt 2018).

### **Refraktärer CSB**

Zur Bestimmung des refraktären CSB aus dem Filtrat der BMP-Ansätze wurde ein aerober biologischer Abbaustest angelehnt an ISO 9888 („Zahn-Wellens-Test“) durchgeführt (DIN EN ISO 9888 1999). Dazu wurden Ansätze mit aerobem Impfschlamm (Belebtschlamm der KA Waßmannsdorf, 3x mit Leitungswasser gewaschen), anorganischem Nährmedium sowie den zu untersuchenden filtrierten Proben befüllt und für 28 Tage und Lichtabschluss bei 22°C inkubiert und mit Raumluft belüftet (Abbildung 5). Die Methodik wurde über mehrere Versuchsreihen erprobt und entsprechend optimiert, um reproduzierbare Ergebnisse zu erhalten (Gerundt 2018).



**Abbildung 5: Aufbau zur Messung der aeroben biologischen Abbaubarkeit (Zahn-Wellens-Test)**

Die Filtration der BMP-Ansätze erfolgte zunächst über ein Passiervlies und anschließend über eine Zentrifuge (6000 U/min, 15min), um die Partikelabtrennung zu optimieren. Alle Ansätze wurden in Doppelbestimmung mit 1L Gesamtvolumen durchgeführt (100mL Testsubstanz, 400mL Impfschlamm, 500mL Mineralmedium). Dazu wurde eine Blindprobe nur mit Impfschlamm sowie eine Positivkontrolle mit Ethylenglykol mitgeführt (Unger 2019). Alle Ansätze wurden mit externen Luftpumpen belüftet, zudem standen die Ansätze auf einer Magnetrührplatte für zusätzliche Durchmischung. Während der Versuche wurde der pH-Wert regelmäßig auf 7 +/- 0.5 pH-Einheiten über eine Dosierung von verdünnter Natronlauge bzw. Salzsäure angepasst. Verdunstungsverluste wurden mit vollentsalztem Wasser ausgeglichen.

Es wurden in regelmäßigen Abständen Proben entnommen und auf gelösten CSB analysiert. Drei Stunden nach Testbeginn wurde eine Probe entnommen, um den adsorbierten Anteil des gelösten CSB an den Belebtschlamm zu bestimmen. Dieser Wert für gelösten CSB wurde als Ausgangswert des Versuchs genutzt. Nach Abschluss des Versuchs wurde der gelöste CSB erneut gemessen und darüber der abbaubare Anteil errechnet. Bei allen Messungen wurde der gelöste CSB aus dem aeroben

Impfeschlamm (Blindprobe) abgezogen. Zudem wurde der Anteil des refraktären CSB abgezogen, der über den anaeroben Impfeschlamm aus dem BMP-Versuch eingetragen wurde. Letztlich lässt sich darüber der Anteil an refraktärem CSB im Filtrat nach BMP-Test ermitteln (Unger 2019).

Zur Bewertung dieses refraktären Anteils für den Betrieb auf der Kläranlage wurde ein Umwandlungsfaktor berechnet (Toutian et al. 2020b). Dieser Umwandlungsfaktor gibt an, wieviel Masse an refraktärem CSB aus einer bestimmten Masse an oTR im Überschussschlamm gebildet wird. Er wird über eine Massenbilanz der Versuche über BMP und Zahn-Wellens-Test ermittelt und hat die Einheit [%]. Ein Umwandlungsfaktor von 1% bedeutet, dass aus 1 kg oTR im Überschussschlamm vor der Faulung 10 g refraktärer CSB gebildet werden. Mit dem Umwandlungsfaktor kann daher für ein Klärwerk die spezifische Bildung von refraktärem CSB bei der TDH oder TAH aus der Menge an Überschussschlamm abgeschätzt werden. Bezieht man diese Masse an gebildetem refraktären CSB auf das Ablaufvolumen, so kann die Erhöhung der Ablaufwerte durch diesen refraktären CSB berechnet werden. Als Beispiel werden bei einem Umwandlungsfaktor von 5% aus 100 t oTR im Überschussschlamm 5 t refraktärer CSB gebildet. Bezogen auf ein Ablaufvolumen von 1 Mio m<sup>3</sup> ergibt das eine Erhöhung der CSB-Ablaufwerte um 5 mg/L durch diesen refraktären CSB.

### 3.2.2 Pilotanlage zur thermo-alkalischen Hydrolyse

Die Pilotanlage zur thermo-alkalischen Hydrolyse (TAH) wurde von der Firma Pondus Verfahrenstechnik GmbH (Berlin-Teltow) geplant und konstruiert. Das zugrundeliegende Pondus®-Verfahren zur TAH ist patentiert (Patent DE 103 47 476.5) und wird über die Firma Pondus großtechnisch vertrieben.

Der Aufbau der Pilotanlage ist schematisch in Abbildung 6 dargestellt. Aus einem Vorlagebehälter (IBC, 1000L) wird eingedickter Überschussschlamm angesaugt und mit einer Pumpe (Seepex) durch die Anlage befördert. Der mittlere Volumenstrom beträgt 25-30 L/h, so dass die Anlage in 24h etwa 600-700 L eingedickten Klärschlamm verarbeiten kann. Nach der Zulaufpumpe wird über eine Dosierpumpe konzentrierte Natronlauge (NaOH, 50%) zugeführt, um den pH-Wert anzuheben. Die Dosierung beträgt 1-2.5 mL/L ÜS, das entspricht einer Laugezugabe von 11-27 g NaOH/kg TR. Das Gemisch wird in einem Wärmetauscher (Rohrschleife im Wasserbad) auf 65-70°C erhitzt und dann in einen Reaktor geführt. Über eine Temperaturmessung im Ablauf des Wärmetauschers kann das Wasserbad entsprechend temperiert werden, um die gewünschte Temperatur im ÜS zu erreichen. Der isolierte Reaktor hat ein Reaktionsvolumen von ca. 60L, so dass sich eine mittlere Verweilzeit von 2-2,5h ergibt. Nach Verlassen des Reaktors wird der heiße ÜS im Wasserbad abgekühlt (Rohrschleife, Kaltwasser aus der Leitung) und mit ca. 22-24°C in einen Auffangbehälter (IBC, 1000L) gefördert.

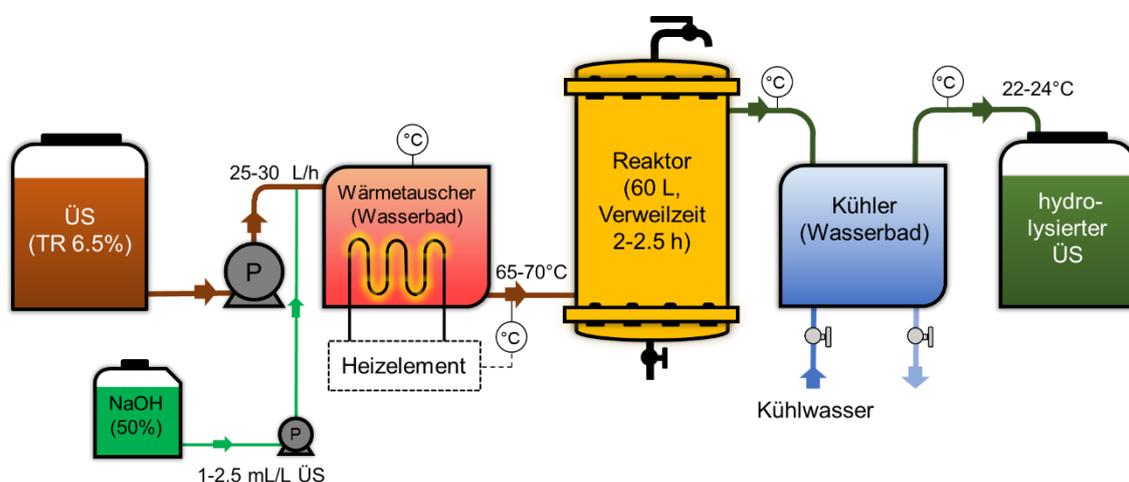


Abbildung 6: Aufbau der Pilotanlage zur thermo-alkalischen Hydrolyse

Während des Betriebs der Pilotanlage ergaben sich eine Reihe von betrieblichen Schwierigkeiten. Die Dosierung von Natronlauge konnte durch die verwendete Dosierpumpe der Firma Lewa (Typ Lab M3) nicht sicher eingestellt werden. Eine Überprüfung des Natronlauge tanks über eine Wiegeeinheit ergab teilweise zu geringe oder gar keine Dosierung, vermutlich wegen der hohen Viskosität der Natronlauge und einer zu schwachen Ansaugleistung. Daher wurde die Dosierpumpe ausgetauscht für eine Dosierpumpe der Firma Sera (Typ iSTEP S20). Zur Sicherheit wurde die Konzentration der Natronlauge auf 25% verringert, um die Viskosität der Lösung zu verringern.

Die Pilotanlage wurde auf dem Klärwerk Waßmannsdorf der Berliner Wasserbetriebe installiert und betrieben (Abbildung 7). Standort der Anlage war die Halle der Klärschlamm-Eindickung. Die Anlage wurde jeweils für ca. 24h betrieben, um die Füllung eines Vorlagebehälters (ca. 600-700L) zu hydrolysieren.



**Abbildung 7: Pilotanlage zur thermo-alkalischen Hydrolyse der Firma Pondus (links), Aufstellung im Klärwerk Waßmannsdorf (rechts)**

### 3.2.3 Pilotversuche Faulung

Der hydrolysierte ÜS wurde zusammen mit unbehandeltem ÜS und Primärschlamm (PS) in drei IBC einmal pro Woche nach Freiberg/Sachsen transportiert. Dort wurden die Klärschlämme unter kontrollierten Bedingungen in zwei parallel betriebenen Faulbehältern des DBI Gastechnologischen Institut gGmbH ausgefault. Die zwei Faulbehälter mit einem Nutzvolumen von je 1800 L wurden dazu mit einer entsprechenden Mischung aus PS und ÜS (Behälter A) bzw. PS und hydrolysiertem ÜS (Behälter B) beschickt (Abbildung 8). Bei der Beschickung wurde ein typisches Volumenverhältnis beider Schlammarten von 50:50 eingestellt, wie es auch in der Praxis auf dem Klärwerk Waßmannsdorf vorliegt. Die Faulung lief bei mesophilen Bedingungen (37°C) über eine mittlere Verweilzeit von 20 Tagen ab. Die mittlere Zulauffracht beider Faulbehälter lag bei ca. 1,5 kg oTR pro m<sup>3</sup> und Tag, die Behälter wurden dabei einmal täglich beschickt. Als Impfschlamm wurden zum Start des Versuchs beide Faulbehälter mit Faulschlamm aus Waßmannsdorf befüllt.

Neben der kontinuierlichen Messung von Gasmenge (Normvolumen) und Qualität (Anteil CH<sub>4</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S) wurden auch die Faulschlämme regelmäßig beprobt und vor Ort analysiert, um den Betrieb der Faulbehälter und auch die Qualität des Schlammwassers zu charakterisieren. Analysen der Entwässerbarkeit über den Zentrifugentest sowie Abbaustests zur Ermittlung des refraktären CSB im Filtrat wurden am Ende des Versuchszeitraums durchgeführt, wobei die Entwässerbarkeit über 8 Wochen und der refraktäre CSB über 3 Wochen ermittelt wurde.

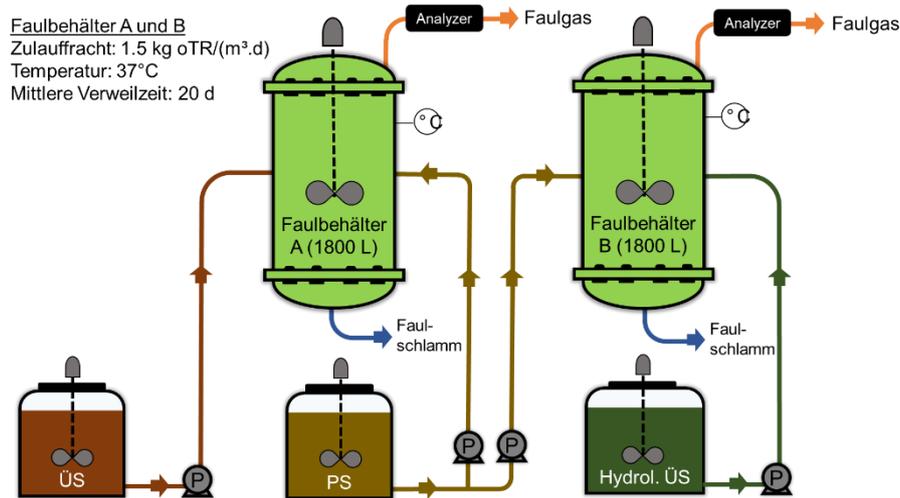


Abbildung 8: Aufbau der Pilotfaulung

Die Vorlagebehälter für die angelieferten Klärschlämme wurden isoliert und in einem gekühlten Raum gelagert, um Hydrolyse und Abbauvorgänge während der Lagerung weitestgehend zu vermeiden (Abbildung 9). Über Füllstandsmessungen der Vorlagebehälter und regelmäßiges Auslitern der Zulaufpumpen wurde die Beschickungsmenge beider Faulbehälter kontrolliert und ggf. nachgesteuert. Zur genaueren Kontrolle der Beschickungsmenge wurde ab Dez 2018 ein Lasermessgerät zur Füllstandsmessung eingesetzt, mit dem sich die Beschickung der beiden Faulbehälter sehr genau einstellen ließ. Über den Jahreswechsel wurden die Faulbehälter nicht beschickt (Mitte Dez bis Anfang Jan). Im Betrieb der Faulbehälter ergaben sich weitere Schwierigkeiten durch Schaumbildung (Jan-Feb), die auch auf dem Klärwerk Waßmannsdorf in dieser Jahreszeit üblich sind. Daher konnte der Gasertrag in dieser Zeit nicht genau bestimmt werden. Im Vergleich der Reaktoren hat die Schaumbildung im Faulbehälter A (unbehandelter ÜS) früher eingesetzt, was auf einen positiven Effekt der TAH auf das Schaumbildungspotential z.B. durch Zerstörung von Fadenbakterien schließen lässt.

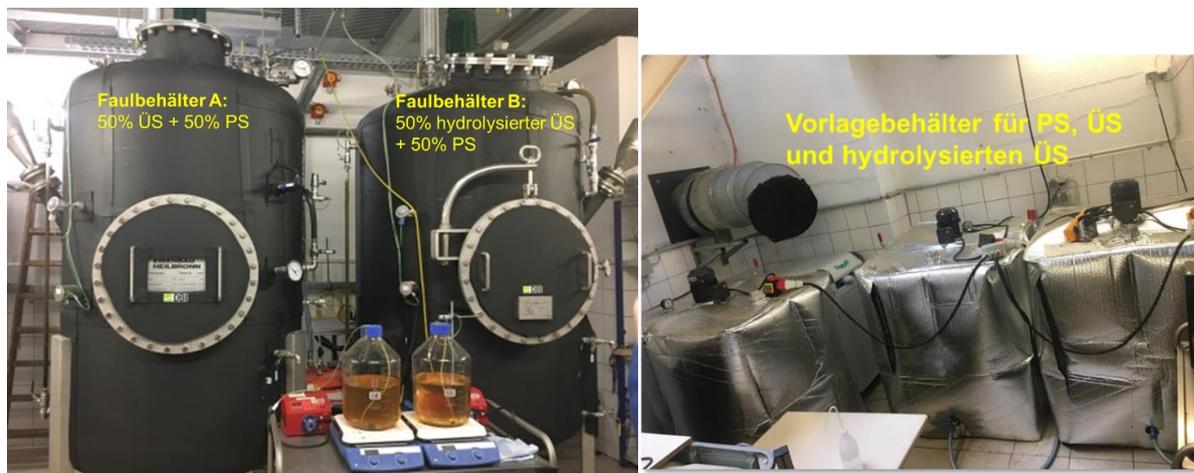


Abbildung 9: Pilot-Faulbehälter am DBI-Institut in Freiberg (links) und Vorlagebehälter für Rohschlämme mit Kühlmantel (rechts)

### 3.2.4 Analytik

#### Probenvorbereitung und Filtration

Die Schlammproben wurden vor und nach den Versuchen bei 4°C gelagert, um Abbauvorgänge weitgehend zu verhindern. Lagerversuche ergaben eine Rücklösung von CSB und PO<sub>4</sub>-P mit zunehmender Lagerdauer bei Raumtemperatur, die durch Kühlung auf 4°C stark verlangsamt werden konnte (Unger 2019).

Zur Bestimmung der Gesamtparameter (CSB, N, P) wurden die Schlammproben entsprechend verdünnt und anschließend mit Ultra-Turrax (30.000 U/min) für 30sec homogenisiert. Für filtrierte Parameter wurde die Schlammprobe zentrifugiert und anschließend über 0,45µm PES-Filter (Sartorius) filtriert. Dabei kamen bei den ersten Versuchsreihen Spritzenfilter zum Einsatz, die aber nicht die gewünschte Repräsentativität erreichten. Hierbei kann unterschiedlicher Druck auf die Spritze zu starken Schwankungen in der Partikelabscheidung führen, was bei bestimmten Parametern (z.B. gelöster CSB) das Ergebnis deutlich beeinflusst. Daher wurden die Proben später druckfiltriert (Edelstahl-Druckfiltrationsgerät 16249, Sartorius), was zu einer besseren Vergleichbarkeit führte. Eine Ausnahme bilden die am DBI-Institut gemessenen Parameter im Schlammwasser beim Pilotversuch: dort wurden die Proben für NH<sub>4</sub>-N und PO<sub>4</sub>-P nicht membranfiltriert, sondern nur bei 15.000 U/Min für 10 Minuten zentrifugiert.

### **Basisparameter**

Der pH-Wert wurde mit einem pH-Meter (HQ40D, Hach Lange) ermittelt. Der Trockenrückstand (TR) und der organische Trockenrückstand (oTR) wurden über Gewichtsreduktion der Proben nach Erhitzen bei 105° bzw. 550°C bis zur Gewichtskonstanz gemessen (DIN EN ISO 12880 2000). Die Bestimmung von chemischen Parametern (CSB, N gesamt, NH<sub>4</sub>-N, P gesamt, PO<sub>4</sub>-P) wurde mit Küvettentests (Hach Lange) durchgeführt und spektralphotometrisch gemessen (Unger 2019). Der Parameter gelöster organischer Phosphor (sP<sub>org</sub>) wurde durch Differenzbildung von PO<sub>4</sub>-P und gelöstem P gesamt bestimmt.

### **Mechanische Parameter: Viskosität, Zentrifugentest**

Die dynamische Viskosität der Schlammproben wurde mit einem Rheometer (ProRheo, Modell R180) ermittelt. Dazu wurden die Schlammproben auf einen Referenz-TR-Gehalt von 6% eingestellt, indem vollentsalztes Wasser zugeführt wurde bzw. die Proben bei zu niedrigem TR für 10 Minuten bei 600g zentrifugiert wurden (Hunsicker 2019). Die Schergeschwindigkeit wurde in einem Bereich von 125s<sup>-1</sup> bis 1250 s<sup>-1</sup> variiert und die dynamische Viskosität über das erforderliche Drehmoment gemessen. Vor dem Zentrifugentest wurden die Schlammproben mit Flockungshilfsmittel (Polymer zur Entwässerung aus dem KW Waßmannsdorf, Lösung mit 0,5% Wirksubstanz) versetzt, indem Probe und Polymerlösung vermischt und mit dem Laborrührer bei 600 U/min für 20 sec gerührt wurden. Die Polymerdosierung wurde analog zum KW Waßmannsdorf mit 12 g Wirksubstanz pro kg TR durchgeführt. Anschließend wurden die Schlammproben für 30 min bei 25.000 g zentrifugiert (Beckman Coulter, Modell Avanti J-E Kühlzentrifuge), der Überstand abgeschüttet und mit dem Rückstand eine Doppelbestimmung des TR durchgeführt (Hunsicker 2019).

## **3.3 Ergebnisse der Versuche**

### **3.3.1 Charakterisierung der verwendeten Berliner Klärschlämme**

Die verwendeten Klärschlämme des Klärwerks Waßmannsdorf sind in Tabelle 4 genauer charakterisiert. Der eingedickte Überschussschlamm (ÜS) hat einen TR-Gehalt von etwa 6,5% und einen Organikgehalt von 80%. Der Gehalt an Stickstoff und Phosphor an der TR beträgt etwa 7% N und 3,8% P. Die relativ hohen Schwankungen für die gelösten Stoffe (CSB gelöst, NH<sub>4</sub>-N, PO<sub>4</sub>-P) leiten sich auch aus den unterschiedlichen Lagerungsdauern ab und zeigen an, dass nach kurzer Lagerung (ab einem Tag) bereits Vorgänge der Hydrolyse eingesetzt haben. Aus logistischen Gründen konnten nicht alle Versuche mit frischem ÜS durchgeführt werden, so dass die Ergebnisse ggf. durch Lagerung des ÜS beeinflusst sind. Die Rücklösung von gebundenem P ist ein typisches Phänomen von ÜS aus der biologischen Phosphorentfernung, wie sie im Klärwerk Waßmannsdorf betrieben wird: bei anaeroben Bedingungen gibt die Biomasse einen Teil des biologisch gebundenen P wieder als PO<sub>4</sub>-P ins Schlammwasser ab.

Tabelle 4: Eigenschaften der verwendeten Klärschlämme während der Versuchslaufzeit

Parameter	Einheit	Überschussschlamm	Primärschlamm
Trockenrückstand (TR)	%	6,5 (1,2)	4,5 (0,5)
Organischer Trockenrückstand (oTR)	% der TR	80,1 (0,9)	84,9 (1,8)
CSB gesamt	g/L	85,5 (12,4)	63,8 (10,8)
CSB gelöst	mg/L	3081 (1308)	5010 (1799)
N gesamt	mg/L	4589 (503)	1409 (224)
NH <sub>4</sub> -N	mg/L	158 (75)	103 (26)
P gesamt	mg/L	2460 (382)	426 (73)
PO <sub>4</sub> -P	mg/L	595 (175)	90 (18)
pH		6,2 (0,2)	5,7 (0,3)

Mittelwerte aller Proben während der Versuchslaufzeit (Standardabweichung in Klammern)

Für den Primärschlamm ergibt sich ein TR-Gehalt von 4,5% und ein hoher Organikanteil von 85%. Der Gehalt an Nährstoffen liegt mit 3% N und 0,9% P deutlich niedriger als beim ÜS. Auch die Rücklösung durch einsetzende Hydrolyse ist hauptsächlich für CSB relevant, weniger für NH<sub>4</sub>-N und PO<sub>4</sub>-P. Der leicht saurere pH-Wert deutet zudem auf die vermehrte Bildung organischer Säuren im gelagerten Primärschlamm hin.

### 3.3.2 Laborversuche zur Thermo-Druck Hydrolyse

Die Laborversuche zur TDH wurden im Zeitraum Januar – Juli 2018 durchgeführt. Nähere Einzelheiten finden sich in den zugehörigen Publikationen (Toutian et al. 2020b; Unger 2019).

#### **pH-Wert und Löslichkeit von CSB, NH<sub>4</sub>-N und PO<sub>4</sub>-P vor und nach der Hydrolyse**

Durch die Verwendung von Nassdampf zur Behandlung des ÜS im TDH-Laborreaktor werden signifikante Mengen an Wasser in die Proben eingetragen. Bezogen auf die Menge an zugeführtem ÜS wurden je nach Temperaturniveau 54% bis 121% zusätzliches Wasservolumen eingetragen. Dieses eingetragene Wasser im Laborreaktor verdünnt die rückgelösten Bestandteile und ist daher bei der Auswertung der Löslichkeit zu berücksichtigen. Die gemessenen Werte im Hydrolysat müssen daher mit einem Verdünnungsfaktor korrigiert werden, der durch eine Gewichtsbestimmung der behandelten Probe ermittelt wurde. Bei einer großtechnischen Anlage beträgt dieser Wassereintrag nur 15-20%, da der Schlamm vorgewärmt wird, der Reaktionsbehälter besser isoliert ist und der ÜS mit höherem Entwässerungsgrad behandelt wird (14-16% TR).

Darüber hinaus ergaben sich teilweise Verluste an TR über Verkrustungen im Reaktor und während der Druckentspannung, die über Messungen des Glühverlusts (anorganischer Anteil) korrigiert wurden. Die Schließung einer Massenbilanz für CSB und N über den TDH-Reaktor war daher nicht möglich, so dass die ermittelten Werte mit Unsicherheiten behaftet sind (Unger 2019).

Der pH-Wert im ÜS sank durch TDH von 6,1-6,5 im Ausgangsmaterial auf etwa 5,4 ab, wahrscheinlich durch die Freisetzung organischer Säuren. Die Löslichkeit von CSB konnte durch die Behandlung mit TDH signifikant erhöht werden. Der Aufschlussgrad als Anteil des gelösten CSB am gesamten CSB der Probe stieg von 1-2% im unbehandelten ÜS auf 22-47% (Abbildung 10). Dabei hat die Reaktionstemperatur bei der TDH einen entscheidenden Einfluss: je höher die Temperatur, desto höher der Aufschlussgrad der organischen Substanz. Zwischen den einzelnen Versuchsdurchläufen 1-4 gibt es ebenfalls kleinere Schwankungen, da sie an unterschiedlichen Tagen und damit nach kürzerer oder längerer Lagerung des ÜS durchgeführt wurden.

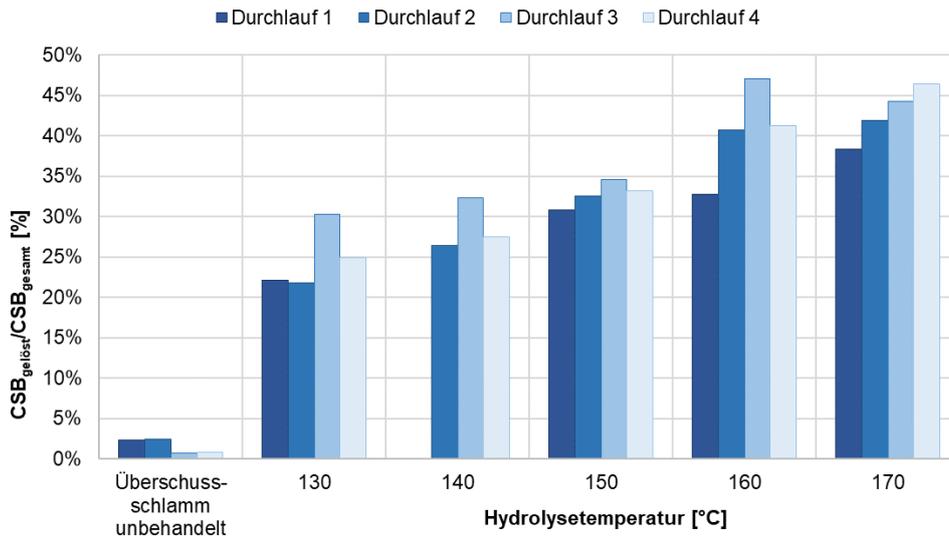


Abbildung 10: CSB-Aufschlussgrad ( $\text{CSB}_{\text{gelöst}}/\text{CSB}_{\text{gesamt}}$ ) für unbehandelten Überschussschlamm und nach Thermo-Druck-Hydrolyse bei unterschiedlichen Temperaturen und Versuchsdurchläufen

Beim Parameter Phosphor zeigte sich erneut der temperaturabhängige Einfluss der TDH auf die gelöste  $\text{PO}_4\text{-P}$  Konzentration (Abbildung 11). Schon der Ausgangsschlamm zeigt zwischen den Durchgängen sehr unterschiedliche Gehalte an gelöstem  $\text{PO}_4\text{-P}$ , was erneut auf die unterschiedliche Lagerungsdauer der Schlämme zurückzuführen ist. Länger gelagerte Proben in Durchlauf 1 und 2 enthalten bereits nach einem Tag Lagerung hohe Mengen an  $\text{PO}_4\text{-P}$  von über 500 mg/L, während frische Proben von ÜS in Durchlauf 3 und 4 nur 250-300 mg/L  $\text{PO}_4\text{-P}$  enthalten.

Durch TDH werden 600-900 mg/L  $\text{PO}_4\text{-P}$  bei 130° und bis zu 1400 mg/L  $\text{PO}_4\text{-P}$  bei 170°C rückgelöst. Vermutlich werden durch die Zerstörung der Zellstrukturen bei der Druckentspannung auch bereits gelöste Anteil von  $\text{PO}_4\text{-P}$  innerhalb der Zellen frei und somit in der Lösung messbar. Der mittlere Aufschlussgrad für P stieg von 10% (frischer ÜS) bzw. 23-24% (ÜS nach eintägiger Lagerung) auf 33% bei 130°C und bis zu 48% bei 170°C. Insgesamt wird deutlich, dass die Rücklösung von  $\text{PO}_4\text{-P}$  aus dem ÜS bereits während der Lagerung auf bio-chemischen Weg startet und durch die TDH noch deutlich erhöht werden kann. Auch hier zeigte sich eine Temperaturabhängigkeit der P-Rücklösung.

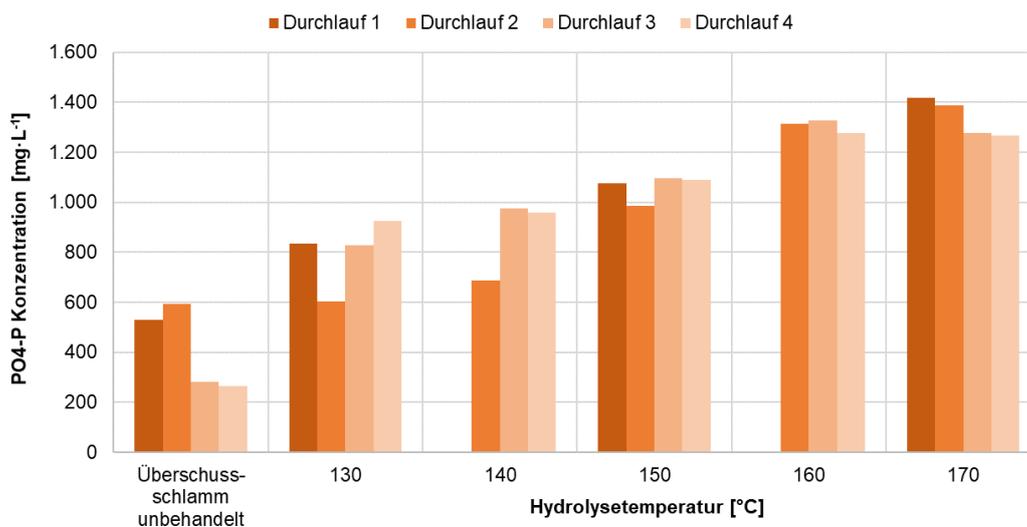
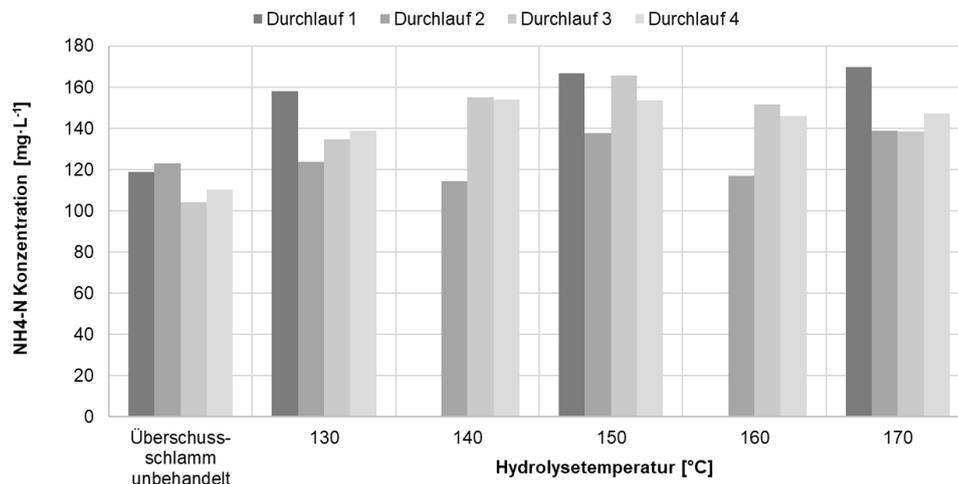


Abbildung 11:  $\text{PO}_4\text{-P}$ -Konzentration nach Thermo-Druck-Hydrolyse bei unterschiedlichen Temperaturen und Versuchsdurchläufen

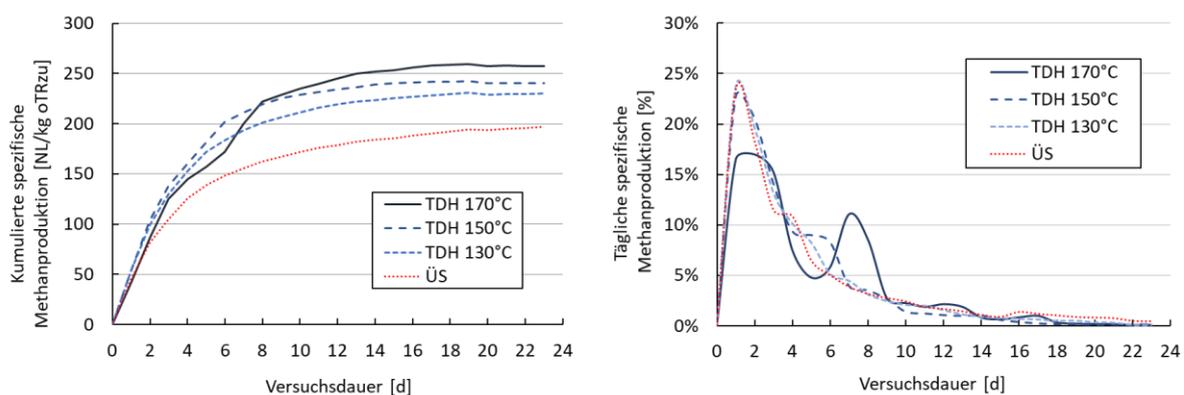
Die Rücklösung von Stickstoff während der TDH war deutlich geringer als für CSB und P (Abbildung 12). Im ÜS sind bereits 100-120 mg/L  $\text{NH}_4\text{-N}$  gelöst, was einen Anteil von 2-2,5% des Gesamtstickstoffs ausmacht. Durch TDH stieg die  $\text{NH}_4\text{-N}$  Konzentration auf 110-170 mg/L, der Aufschlussgrad stieg auf 1,8-4%, wobei steigende Temperatur bei der TDH keinen eindeutigen Einfluss hatte. Insgesamt ist die Rücklösung von Stickstoff durch TDH gering und in der Bedeutung für den Gesamtprozess untergeordnet. Wahrscheinlich findet bei den hohen Temperaturen der TDH auch eine Ausgasung des  $\text{NH}_4\text{-N}$  als  $\text{NH}_3$  statt.



**Abbildung 12:  $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentration nach Thermo-Druck-Hydrolyse bei unterschiedlichen Temperaturen und Versuchsdurchläufen**

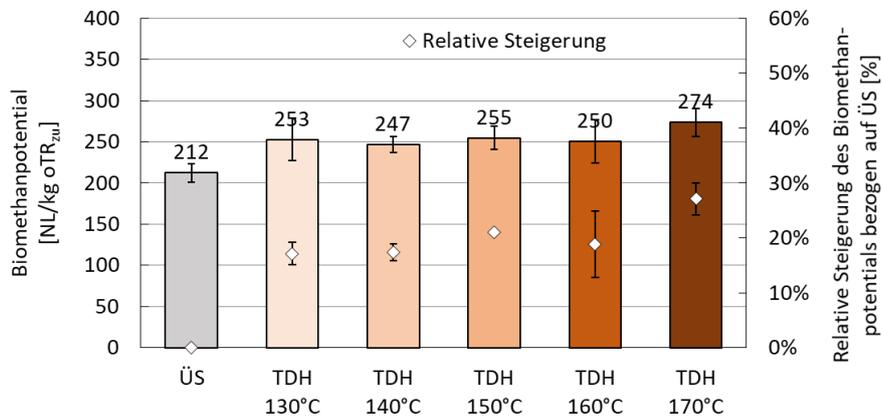
### **Biomethanpotenzial (BMP)**

Das Biomethanpotential des unbehandelten ÜS konnte durch TDH deutlich gesteigert werden. Die kumulierte Methanproduktion am Ende des Tests stieg im direkten Vergleich von unbehandeltem ÜS und ÜS nach TDH an, was schon nach einigen Tagen im BMP-Test sichtbar ist (Abbildung 13 links). Eine höhere Temperatur bei der TDH führt dabei auch zu einem höheren Mehrgasertrag am Ende des BMP-Tests. Auch die Geschwindigkeit der Gasbildung ist in den ersten Tagen höher als beim unbehandelten ÜS, was am steileren Kurvenverlauf der TDH-Proben erkennbar ist. Die relative tägliche Methanproduktion ist durch die TDH-Behandlung nicht beeinflusst (Abbildung 13 rechts). Die für die Faulung notwendige Hydrolyse der organischen Substanz wird durch die TDH-Behandlung bereits weitgehend erreicht, was auch durch den hohen CSB-Aufschlussgrad nach TDH (vgl. Abbildung 10) deutlich wird. Damit erzielt die TDH sowohl eine Beschleunigung der Gasproduktion als auch eine insgesamt höhere Abbaubarkeit der organischen Substanz.



**Abbildung 13: Kumuliertes Biomethanpotenzial (links) und tägliche spezifische Biomethanproduktion (rechts) für unbehandelten Überschussschlamm und nach Thermo-Druck-Hydrolyse bei verschiedenen Temperaturen**

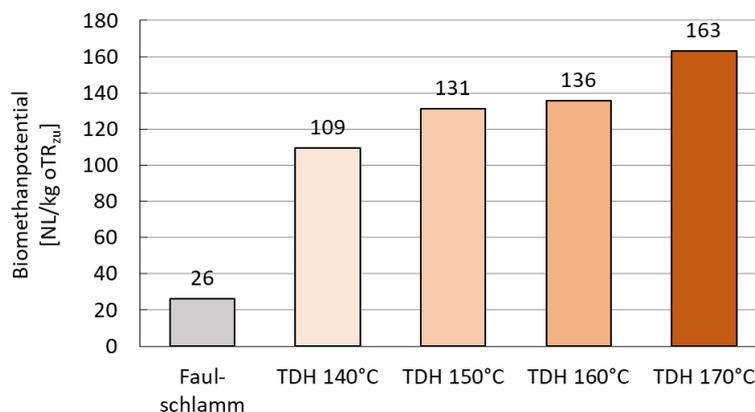
Im Mittel stieg der Gasertrag am Ende der BMP-Tests von 212 NL CH<sub>4</sub> pro kg zugeführter oTR im unbehandelten ÜS auf 253 (TDH 130°C) bis 274 (TDH 170°C) an (Abbildung 14). Das entspricht einem Mehrgasertrag durch TDH von +17% bis +27% in Abhängigkeit der Temperatur. Neben der insgesamt höheren Gasausbeute ist auch die beschleunigende Wirkung der TDH auf die Kinetik der Gasbildung positiv zu bewerten, was ggf. eine Verkürzung der Faulzeit und damit eine Kapazitätserhöhung vorhandener Faultürme ermöglicht. Der Abbaugrad der oTR steigt durch die TDH-Behandlung von 47% beim unbehandelten ÜS auf 51-57% mit TDH (Unger 2019).



**Abbildung 14: Absolute und relative Steigerung des Biomethanpotentials durch Thermo-Druck-Hydrolyse bei verschiedenen Temperaturen**

Eine Variante der TDH-Integration ist die thermische Behandlung von bereits ausgefaultem Schlamm, um hier vermehrt nicht abbaubare organische Stoffe zu lösen und so den Abbaugrad für eine zweite Faulung nochmals zu erhöhen. Dieses zweistufige Konzept mit zwischengeschalteter Hydrolyse (engl. DLD für „digestion-lysis-digestion“) kann ggf. den gesamten Abbaugrad gegenüber der einstufigen Faulung mit vorgeschalteter Hydrolyse erhöhen.

In den BMP-Versuchen mit Faulschlamm zeigte sich, dass der Methanertrag durch TDH ebenfalls deutlich gesteigert werden konnte. Während der bereits ausgefaulte Schlamm erwartungsgemäß ein geringeres BMP hat (26 NL/kg oTR<sub>zu</sub>), kann durch eine TDH-Behandlung noch mal bis zu 163 NL/kg oTR<sub>zu</sub> Methan gebildet werden (Abbildung 15). Auch hier hat die Temperatur einen hohen Einfluss auf den Mehrgasertrag.



**Abbildung 15: Biomethanpotential für Faulschlamm ohne und mit Thermo-Druck-Hydrolyse bei verschiedenen Temperaturen**

Die Kinetik der Gasbildung zeigte beim DLD-Konzept, dass die zweite Faulung bereits nach 10 Tagen >98% des kumulierten Gasertrags erreicht, so dass diese Faulstufe mit auch kürzerer Aufenthaltszeit betrieben werden könnte (Unger 2019).

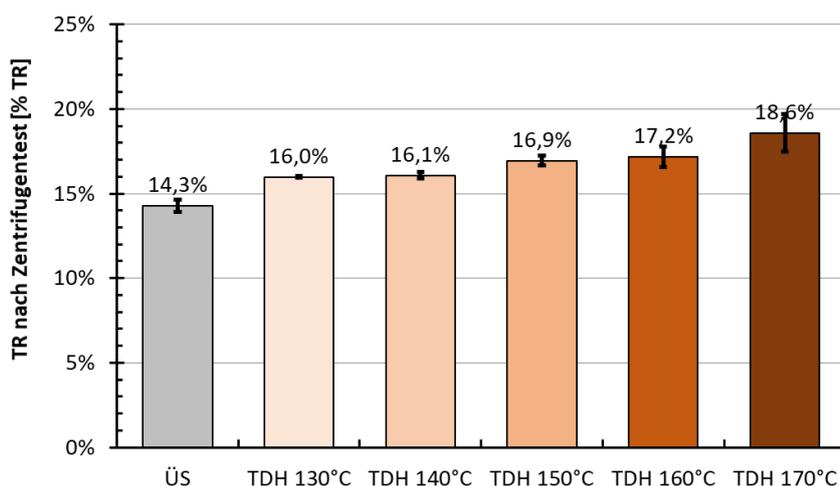
Um den gesamten Methanertrag und Abbaugrad beim DLD-Konzept zu berechnen, ist der Gasertrag der ersten Faulung sowie der Abbaugrad dieser Stufe mit einzubeziehen. Für den behandelten Faulschlamm wurde im KW Waßmannsdorf ein mittlerer Gasertrag von 287 NmL CH<sub>4</sub>/kg oTR<sub>zu</sub> sowie ein Abbaugrad von 48% erreicht. In Summe ergibt sich damit für das DLD-Konzept je nach Temperatur der TDH ein Methanertrag von 344-372 NL/kg oTR<sub>zu</sub> und damit ein Mehrertrag von +20% bis +30% gegenüber der einstufigen Faulung (Tabelle 5). Der Gesamtabbaugrad der DLD liegt rechnerisch bei 62-68%. Damit erreicht die DLD-Variante auch im Vergleich zur einstufigen Faulung mit TDH den höchsten Gasertrag, ist aber verfahrenstechnisch durch die zwei Faulstufen und die zwischengeschaltete TDH mit Vorentwässerung (Großtechnik) auch aufwändiger.

**Tabelle 5: Methanertrag und Abbaugrad der zweistufigen Faulung mit zwischengeschalteter Thermo-Druck-Hydrolyse (DLD-Konzept) für verschiedene Temperaturen**

Probe	Methanertrag [NL/kg oTR <sub>zu</sub> ]	Methanertrag inkl. erster Faulung [NL/kg oTR <sub>zu</sub> ]	Mehrertrag über DLD	Gesamtabbaugrad der oTR über DLD
Faulschlamm	26	301	5%	53%
TDH 140°C	109	344	20%	62%
TDH 150°C	131	353	23%	64%
TDH 160°C	136	356	25%	65%
TDH 170°C	163	372	30%	68%

#### **Physikalische Eigenschaften (Entwässerbarkeit; Viskosität)**

Die Entwässerbarkeit des ÜS nach Faulung verbessert sich durch TDH ebenfalls deutlich. Im Zentrifugentest erreicht der unbehandelte ÜS nach der Faulung 14% TR, während die TDH-Schlämme 16-19% TR erreichen (Abbildung 16). Wieder hat die Temperatur der TDH einen positiven Einfluss auf die Entwässerbarkeit. Zu beachten ist hier, dass der Zentrifugentest nur einen Anhaltswert für die reale Entwässerbarkeit in der Großtechnik bieten kann. Zudem werden im Klärwerk ÜS und PS gemeinsam gefault und auch entwässert, was den Entwässerungsgrad wiederum beeinflusst. Dennoch bestätigt der Zentrifugentest die bisherigen großtechnischen Erfahrungen mit TDH, bei der nach Einführung die Entwässerbarkeit deutlich ansteigt (DWA 2016b).



**Abbildung 16: Veränderung der Entwässerbarkeit von gefaultem ÜS im Zentrifugentest durch Thermo-Druck-Hydrolyse bei verschiedenen Temperaturen**

Auch die Viskosität des ÜS wird durch die TDH stark verringert (Abbildung 17). Abhängig von der Temperatur sinkt die dynamische Viskosität um 64% bis 85% ab. Dieser Effekt ist ebenfalls für TDH bekannt und führt zu einem verbesserten Betrieb der anschließenden Faulung, u.a. durch bessere Mischbarkeit und Pumpfähigkeit des Schlammes. Dadurch können Faulbehälter mit höherem

Feststoffgehalt betrieben werden (bis 12% TR (DWA 2016b)), zudem lässt sich auch die Raumbelastung erhöhen. Beides führt im Betrieb zu höheren Kapazitäten von bestehenden Faultürmen bzw. beim Neubau zu niedrigeren Investitionskosten für die Faulung.

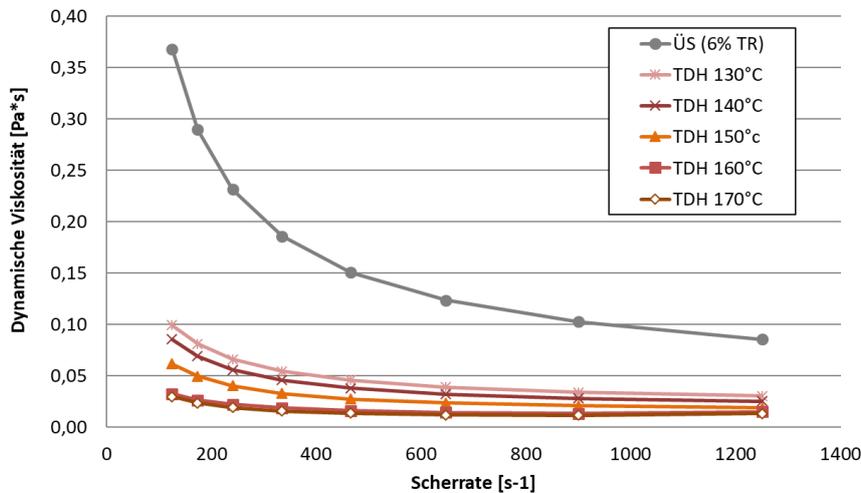


Abbildung 17: Veränderung der dynamischen Viskosität durch Thermo-Druck-Hydrolyse bei verschiedenen Temperaturen (bezogen auf 6% TR)

**Prozesswasserqualität (CSB, Stickstoff, Phosphor)**

Die Qualität des Prozesswassers nach der Faulung konnte in den Laborversuchen nur eingeschränkt untersucht werden. Durch die geringen Volumina im BMP-Test und die Verdünnungen mit Impfschlamm konnten die Parameter NH<sub>4</sub>-N und PO<sub>4</sub>-P nicht verwertbar gemessen werden. Daher erfolgen hier für diese Parameter Abschätzungen und qualitative Beschreibungen.

Der gelöste CSB stieg durch TDH-Behandlung erst bei sehr hoher Temperatur in der TDH (170°C) deutlich an (Abbildung 18). Während für den unbehandelten ÜS nach Faulung noch etwa 1360 mg/L CSB gelöst gemessen wurden, waren es in der höchsten TDH-Stufe (170°C) bis über 1800 mg/L. Das lässt bereits vermuten, dass sich bei diesen Temperaturen nicht abbaubare organische Verbindungen bilden, die sich dann im gelösten CSB wiederfinden. Niedrigere TDH-Temperaturen führen nicht zu einer signifikanten Erhöhung des gelösten CSB.

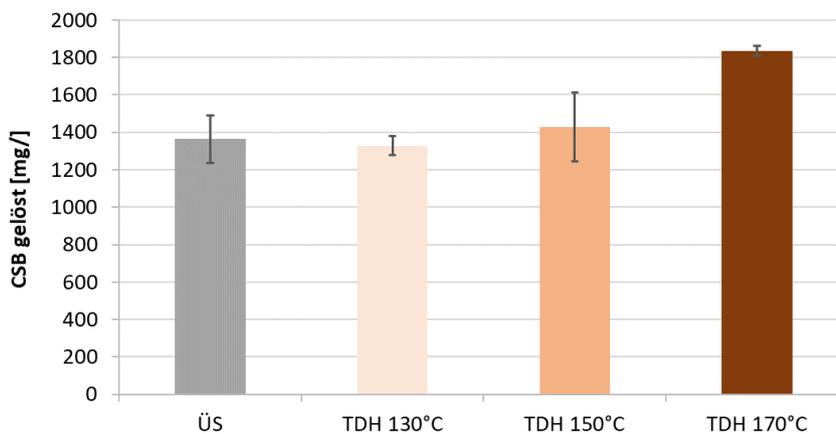


Abbildung 18: Anstieg des gelösten CSB im Prozesswasser nach Thermo-Druck-Hydrolyse

Für den wichtigen Parameter NH<sub>4</sub>-N wurde aufgrund mangelhafter Messungen eine Abschätzung des Effekts der TDH über den Abbaugrad vorgenommen (Tabelle 6). Dieser Ansatz beruht auf der Annahme, dass sich NH<sub>4</sub>-N aus dem Abbau der organischen Substanz bildet und daher mit dem Abbaugrad korreliert. Damit ergibt sich eine Steigerung der NH<sub>4</sub>-N Konzentration im Prozesswasser von +9 bis +27% je nach TDH-Temperaturstufe. Absolut steigt die Prozesswasserkonzentration nur aus

dem ÜS-Abbau von 1519 mg/L auf bis zu 1956 mg/L NH<sub>4</sub>-N. Dieser deutliche Anstieg der Rückbelastung im Prozesswasser durch TDH ist auch in der Praxis bekannt (DWA 2016b).

Tabelle 6: Abschätzung der Prozesswasserqualität für NH<sub>4</sub>-N mit Thermo-Druck-Hydrolyse

Probe	Abbaugrad der oTR im BMP-Test	Steigerung des Abbaugrads	Berechnete Konzentration an NH <sub>4</sub> -N im Prozesswasser aus ÜS-Abbau [mg/L]	Steigerung der Rückbelastung aus ÜS-Abbau
ÜS	47%	-	1519	-
TDH 130°C	51%	+9%	1653*	+9%
TDH 170°C	60%	+27%	1956*	+27%

\* Abschätzung

Beim Parameter PO<sub>4</sub>-P zeigten die verwertbaren Messwerte einen sehr geringen Anteil an PO<sub>4</sub>-P nach der Faulung (< 80 mg/L), und zwar unabhängig von der TDH-Behandlung. Vermutlich bildet sich während der anaeroben BMP-Tests mineralisches Struvit (MgNH<sub>4</sub>PO<sub>4</sub>) durch Übersättigung des Schlammwassers und Anstieg des pH-Werts. Dieser Vorgang findet auch im Klärwerk Waßmannsdorf statt und hat dort zur Entwicklung des Airprex®-Verfahrens geführt, um spontane Ausfällungen von Struvit nach der Faulung zu verhindern und so Verblockungen von Leitungen und Pumpen sowie Schäden an der Entwässerungszentrifuge zu verringern. Daher ist die gelöste PO<sub>4</sub>-P Konzentration im Schlammwasser nach dem BMP-Test hier sehr niedrig, obwohl direkt nach TDH hohe PO<sub>4</sub>-P-Gehalte gemessen wurden (vgl. Abbildung 11). In der Praxis würde sich wahrscheinlich die Abscheidung von Struvit im Airprex®-Verfahren durch TDH erhöhen, da mehr PO<sub>4</sub>-P aus dem Schlamm zurückgelöst werden kann. Dieser Effekt konnte jedoch in den Laborversuchen nicht quantifiziert werden.

#### Bildung von refraktärem CSB

Die Ergebnisse des aeroben Abbaus im Zahn-Wellens-Test zeigen, dass sich der Gehalt an refraktärem CSB im Filtrat nach der Faulung durch TDH signifikant erhöht (Abbildung 19). Der Umwandlungsfaktor, der das Verhältnis von gebildetem refraktärem CSB zur organischen Fracht im Rohschlamm beschreibt, steigt von 2,7% im unbehandelten ÜS auf 3,5-8,4% durch TDH. Dabei zeigt sich eine relativ hohe Schwankungsbreite in den Ergebnissen des Zahn-Wellens-Test nach TDH, die sowohl durch Abweichungen von Parallelproben als auch durch Wiederholung der Versuche entstehen. Dennoch lässt sich durch diese Abbautests ein Trend erkennen, dass mit steigender Temperatur mehr refraktärer CSB gebildet wird. Besonders in der letzten Temperaturstufe von 170°C bildet sich deutlich mehr refraktärer CSB als bei der TDH mit 130-150°C.

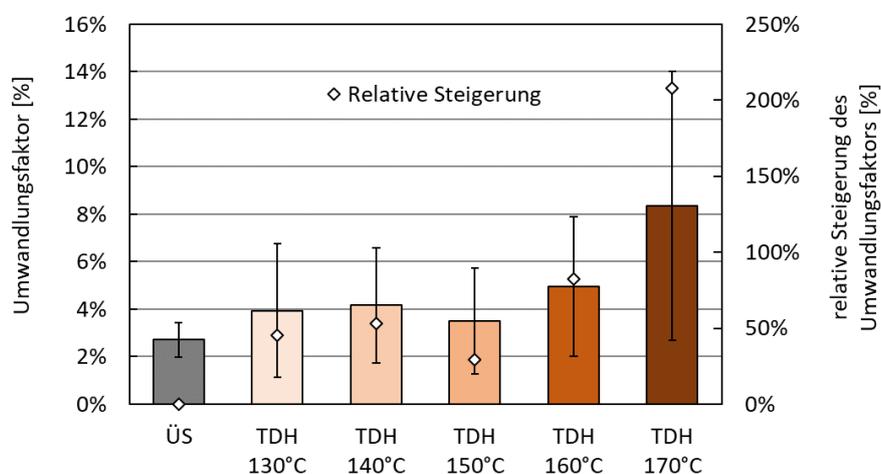
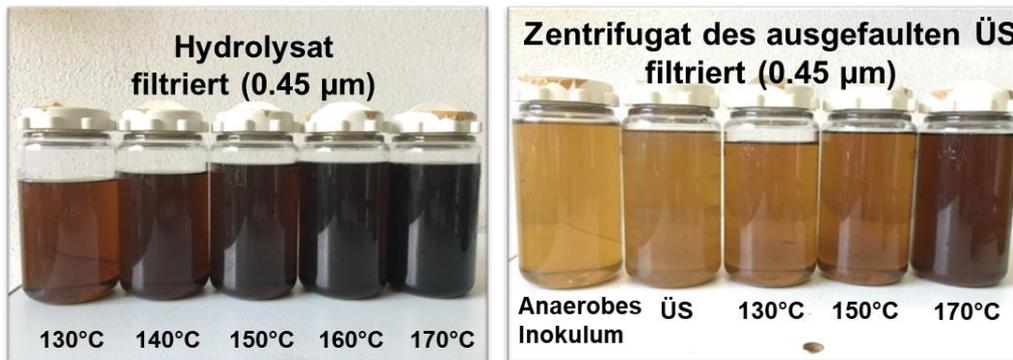


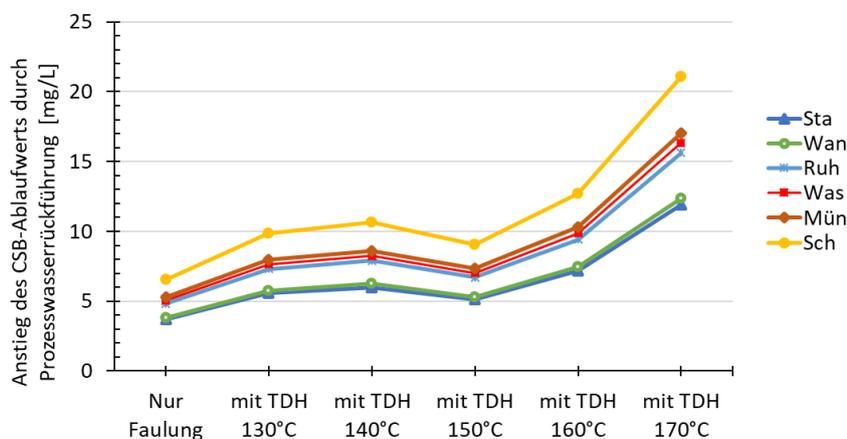
Abbildung 19: Umwandlungsfaktor zur Berechnung des refraktären CSB für unbehandelten Überschussschlamm und nach Thermo-Druck-Hydrolyse bei verschiedenen Temperaturen

Dieses Ergebnis entspricht auch der Theorie, dass sich bei Temperaturen > 160°C vermehrt schlecht abbaubare organische Verbindungen wie Melanoide über eine Maillard-Reaktion bilden (DWA 2016b). Im Hydrolysat lässt sich erkennen, dass eine Erhöhung der Temperatur der TDH zu einer dunkleren Färbung führt (Abbildung 20 links). Auch nach der Faulung ist ein deutlicher Farbunterschied im filtrierten Zentrifugat erkennbar, was auf höhermolekulare gelöste organische Verbindungen hindeutet (Abbildung 20 rechts). Von diesem in der Faulung nicht abgebauten Anteil der Organik verbleibt auch nach aerobem Abbau ein signifikanter Anteil, der dadurch die Ablaufqualität des Klärwerks verschlechtern kann.



**Abbildung 20:** Farbe des Hydrolyсата (links) und des Zentrifugats nach Faulung (rechts) für verschiedene Temperaturen der Thermo-Druck-Hydrolyse

Zur Abschätzung des Effekts der TDH auf die CSB-Ablaufkonzentration des Klärwerks wurde eine Modellrechnung für die sechs Berliner Klärwerke durchgeführt (Toutian et al. 2020b). Dabei wurden die vorhandenen ÜS-Mengen mit den ermittelten Umwandlungsfaktoren (Abbildung 19) multipliziert, um die Gesamtfracht an refraktärem CSB nach Faulung zu berechnen. Weiter gilt die konservative Annahme, dass der gesamte nicht abbaubare CSB das Klärwerk durchläuft und daher im Ablauf ins Gewässer abgegeben wird. Bezieht man die Fracht an refraktärem CSB auf das gesamte Ablaufvolumen der Klärwerke, ergeben sich die in Abbildung 21 dargestellten Anstiege des CSB-Ablaufwerts durch die Prozesswasserrückführung. Je nach Klärwerk hat die Faulung von unbehandeltem ÜS bereits eine Erhöhung des CSB-Ablaufwerts von 4-7 mg/L zur Folge. Mit Einführung der TDH erhöht sich dieser Wert auf 6-10 mg/L (130°C) bzw. bis zu 12-21 mg/L (170°C). Die Unterschiede zwischen den Klärwerken ergeben sich dabei durch das Verhältnis von ÜS-Anfall zu Ablaufvolumen. Damit wird deutlich, dass die Einführung einer TDH z.B. mit dem Cambi-Verfahren (165°C) eine Erhöhung des CSB-Ablaufwerts von ca. 5-10 mg/L mit sich bringen kann.



**Abbildung 21:** Abschätzung des Anstiegs des CSB-Ablaufwerts der Berliner Klärwerke durch Rückbelastung mit Prozesswasser nach Faulung ohne und mit Thermo-Druck-Hydrolyse für verschiedene Temperaturen

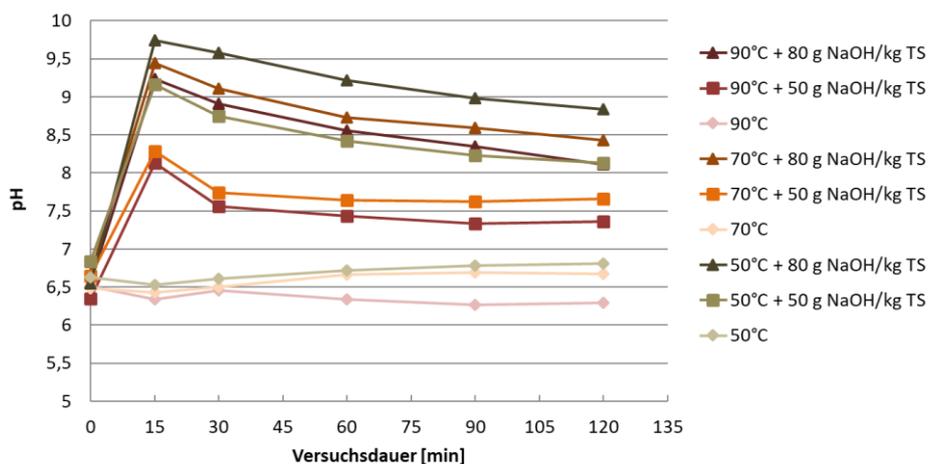
Diese Ergebnisse entsprechen in der Tendenz auch den in der Literatur beschriebenen Effekte der TDH auf die Ablaufqualität: hier wird von einer Erhöhung von 10% bzw. +5 mg/L an CSB im Ablauf ausgegangen (DWA 2016b). Gleichzeitig machen diese Ergebnisse deutlich, dass für Klärwerke mit hohen Anforderungen an den CSB-Ablaufwert und relativ schlechten Ausgangsbedingungen (z.B. geringe Verdünnung des Abwassers wie in Berlin oder hoher industrieller Anteil an nicht abbaubarem CSB) die Einführung einer TDH dadurch mit höherem Risiko einer Grenzwertüberschreitung verbunden ist. Eine Begrenzung der Temperatur der TDH auf <150°C kann dieses Risiko zwar verringern, aber dennoch ist auch hier eine spürbare Verschlechterung der Ablaufqualität zu erwarten. Dieser Aspekt ist bei einer ganzheitlichen Bewertung der TDH aus Betreibersicht zu berücksichtigen.

### 3.3.3 Laborversuche zur thermo-alkalischen Hydrolyse

Die Laborversuche zur TAH wurden im Zeitraum Mai 2017 – Januar 2018 durchgeführt. Nähere Einzelheiten finden sich in den zugehörigen Publikationen (Gerundt 2018).

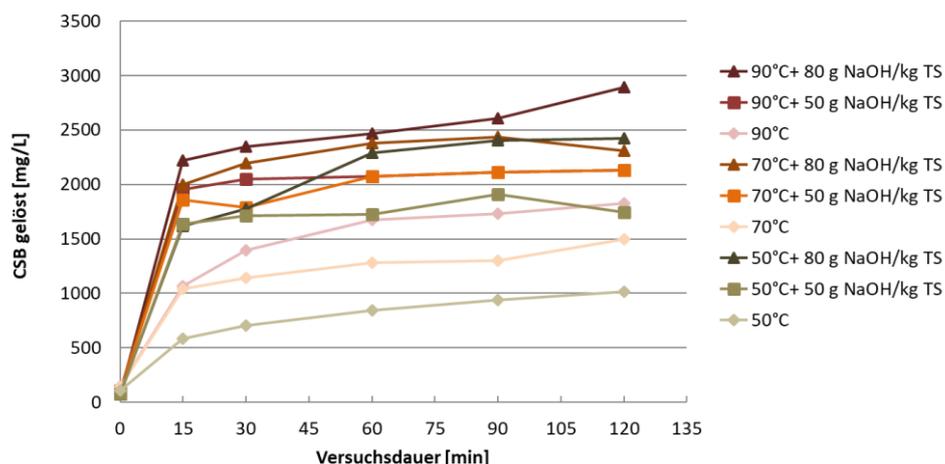
#### **pH-Wert und Löslichkeit von CSB, NH<sub>4</sub>-N und PO<sub>4</sub>-P vor und nach der Hydrolyse**

Der pH-Wert im ÜS steigt durch die Laugedosierung am Anfang der TAH deutlich an (Abbildung 22). Bei hoher Dosierung von 80 g NaOH pro kg TS wird nach 15 min ein pH-Wert von 9,2-9,7 erreicht. Im Laufe der Reaktionszeit sinkt der pH wieder deutlich ab, was durch die zunehmende Freisetzung organischer Säuren während der Reaktion erklärbar ist. Dennoch ist am Ende der Reaktion der pH-Wert gegenüber dem Ausgangswert im ÜS (6,3-6,8) in den Versuchen mit Laugedosierung noch merklich erhöht.



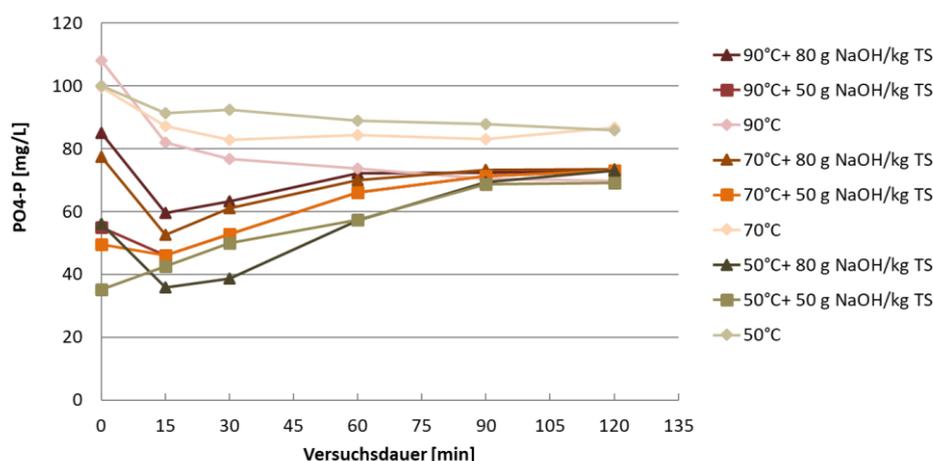
**Abbildung 22: pH-Wert nach thermo-alkalischer Hydrolyse über die Versuchsdauer für verschiedene Temperaturen und Laugedosierungen (Versuche mit nicht eingedicktem ÜS bei 1% TR)**

Durch die Behandlung mit TAH steigt der gelöste CSB im ÜS deutlich an. In Abhängigkeit der Temperatur und Laugedosierung ist nach 120 min Versuchsdauer zwischen 1000 und 2800 mg/L CSB gelöst messbar (Abbildung 23). Dabei ist zu beachten, dass diese Versuche mit nicht eingedicktem ÜS (~ 1% TR) durchgeführt wurden. Somit ist das absolute Konzentrationsniveau durch den hohen Wassergehalt mit Ergebnissen aus eingedicktem ÜS nicht direkt vergleichbar (Abbildung 30). Dennoch ist deutlich zu erkennen, dass mit steigender Temperatur, aber auch mit höherer Laugedosierung mehr CSB gelöst werden kann. Der Verlauf über die Zeit zeigt, dass bereits in den ersten 15 min die Wirkung der TAH deutlich einsetzt und über 75% des am Ende gelösten CSB messbar ist. Dabei kann eine sehr hohe Laugedosierung (hier: 80 g NaOH pro kg TS) auch bei niedriger Temperatur (50°C) eine hohe Wirkung erreichen. Die Ergebnisse zeigen, dass beim TAH-Verfahren die Kombination aus thermischen und chemischen Effekten eine Rolle spielt und beide Faktoren in ihrer Kombination zu bewerten sind.



**Abbildung 23: Konzentration an gelöstem CSB nach thermo-alkalischer Hydrolyse über die Versuchsdauer für verschiedene Temperaturen und Laugedosierungen (Versuche mit nicht eingedicktem ÜS bei 1% TR)**

Die Freisetzung von  $\text{PO}_4\text{-P}$  während der TAH zeigt ein deutlich anderes Bild: unabhängig von der Ausgangskonzentration im ÜS stellt sich für alle Versuche ein Gleichgewicht ein, so dass am Ende der Versuchsdauer alle Durchgänge bei 70-90 mg/L  $\text{PO}_4\text{-P}$  liegen (Abbildung 24). Es ist zu vermuten, dass eine Freisetzung von  $\text{PO}_4\text{-P}$  parallel zu einer Entfernung von  $\text{PO}_4\text{-P}$  aus der Lösung stattfindet, z.B. durch die Fällung von P bei hohem pH-Wert als Ca/Mg-Salz. Daher stellt sich am Ende der Versuche scheinbar ein Gleichgewicht zwischen rückgelöstem und gefälltem  $\text{PO}_4\text{-P}$  ein, das unabhängig von den Versuchsbedingungen ist. Für das Gleichgewicht spielt vermutlich der pH-Wert während des Versuchs und am Ende eine Rolle, so dass bei höherem End-pH auch mehr P gefällt wird.



**Abbildung 24: Konzentration an  $\text{PO}_4\text{-P}$  nach thermo-alkalischer Hydrolyse über die Versuchsdauer für verschiedene Temperaturen und Laugedosierungen (Versuche mit nicht eingedicktem ÜS bei 1% TR)**

Für  $\text{NH}_4\text{-N}$  ergaben die Versuche zur TAH nur eine geringe Freisetzung (8-28 mg  $\text{NH}_4\text{-N/L}$ ) über die gesamte Versuchsdauer von 120 min.

### **Biomethanpotential (BMP)**

Die Ergebnisse der BMP-Tests zeigen, dass auch durch TAH die Gasproduktion aus ÜS signifikant gesteigert werden kann. So konnte der Methanertrag durch TAH bei 70°C abhängig von der Laugedosierung um 15-25% gegenüber unbehandeltem ÜS gesteigert werden (Abbildung 25). Dabei stieg der Methanertrag von 216 NL/kg  $\text{oTR}_{\text{zu}}$  für ÜS auf 250-273 NL/kg  $\text{oTR}_{\text{zu}}$  bei TAH mit 70°C und 25-80 g NaOH/kg TS. Weitere Versuchsreihen zum Einfluss der Temperatur bzw. Laugedosierung auf den Methanertrag konnten aufgrund von Abweichungen in der Versuchsdurchführung sowie Betriebsproblemen (Schaumbildung) nicht korrekt ausgewertet werden (Gerundt 2018). Dennoch ist

zu vermuten, dass sowohl höhere Temperatur als auch mehr Lauge zu einem stärkeren Effekt der TAH auf den Methanertrag führen. Die erzielten Ergebnisse stimmen tendenziell mit Angaben aus der Literatur überein, die für ÜS einen Mehrgasertrag von +27% für das Pondusverfahren (70°C + Laugedosierung) nennen (DWA 2016b).

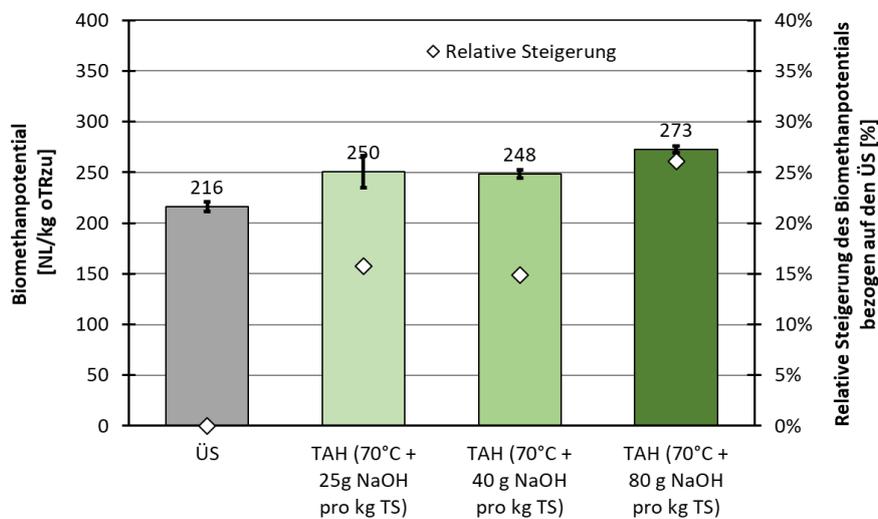


Abbildung 25: Absolute und relative Steigerung des Biomethanpotentials durch thermo-alkalische Hydrolyse bei 70°C und verschiedener Laugedosierung

#### Physikalische Eigenschaften (Entwässerbarkeit; Viskosität)

Im Zentrifugentest der Proben nach Faulung ergaben sich keine Verbesserung der Entwässerbarkeit durch die TAH-Behandlung (Abbildung 26). Sowohl ohne als auch mit Polymerzugabe veränderte sich der TR-Gehalt nach Zentrifugation nicht signifikant, eher ist eine leichte Verringerung festzustellen. Das lässt darauf schließen, dass ein positiver Effekt auf die Entwässerbarkeit möglicherweise erst bei Temperaturen von  $\gg 100^\circ\text{C}$  bzw. mit dem Effekt der plötzlichen Druckentspannung („flash effect“) wie in der TDH eintritt. Diese Erkenntnis deckt sich nicht mit der Literatur, in der auch für TAH von ÜS eine spürbare Verbesserung der Entwässerbarkeit berichtet wird (DWA 2016b). Ergebnisse einer Großanlage mit Pondusverfahren zeigten keine Verbesserung der Entwässerbarkeit (Dünnebeil 2018). Hier spielt ggf. auch die jeweilige Beschaffenheit des ÜS und das verwendete Polymer eine Rolle. Das hier verwendete Polymer des KW Waßmannsdorf (kationisch) ist womöglich nicht für die Entwässerung von ÜS nach TAH optimiert.

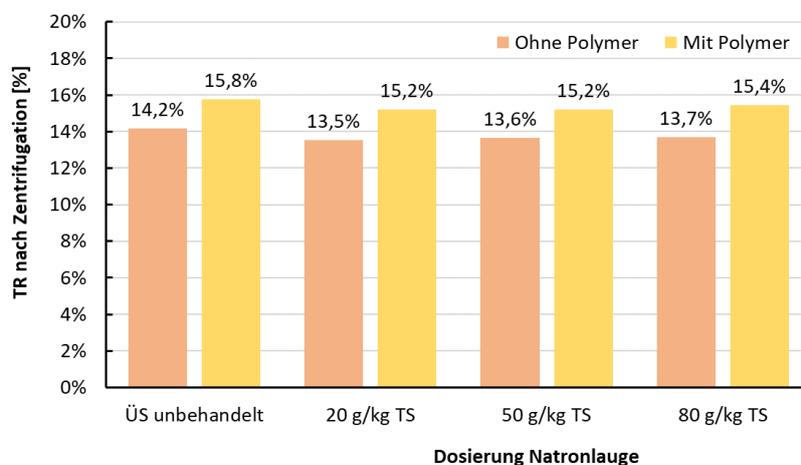
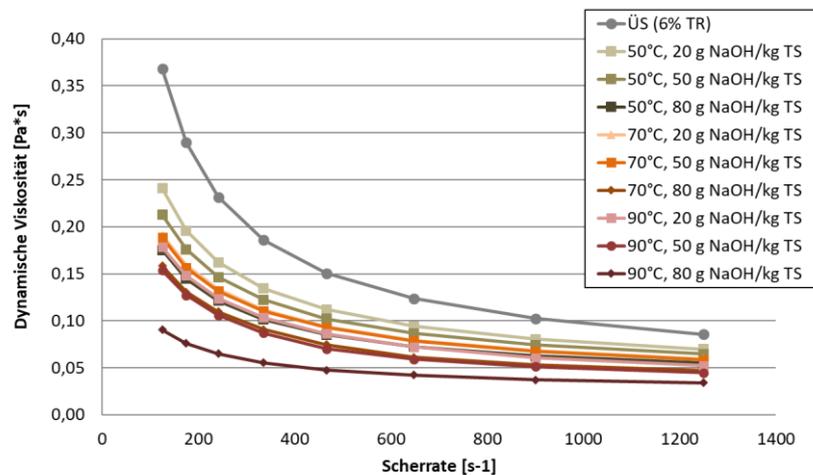


Abbildung 26: Entwässerbarkeit von gefaultem ÜS im Zentrifugentest nach thermo-alkalischer Hydrolyse bei 70°C und verschiedener Laugedosierung (ohne und mit Polymerzugabe)

Die dynamische Viskosität des ÜS konnte durch TAH-Behandlung deutlich gesenkt werden. Bezogen auf ÜS mit 6% TR als Referenz verringerte sich die Viskosität mit TAH in Abhängigkeit der Temperatur um 20-61% (Abbildung 27). Dieser Effekt lässt sich durch höhere Laugedosierung noch leicht verstärken, die Temperatur scheint hier aber entscheidend zu sein. Absolut erreicht der behandelte ÜS nach TAH jedoch nicht vergleichbar niedrige Werte wie nach TDH (130-170°C), was erneut für einen hohen Einfluss der Temperatur auf die Viskosität spricht.

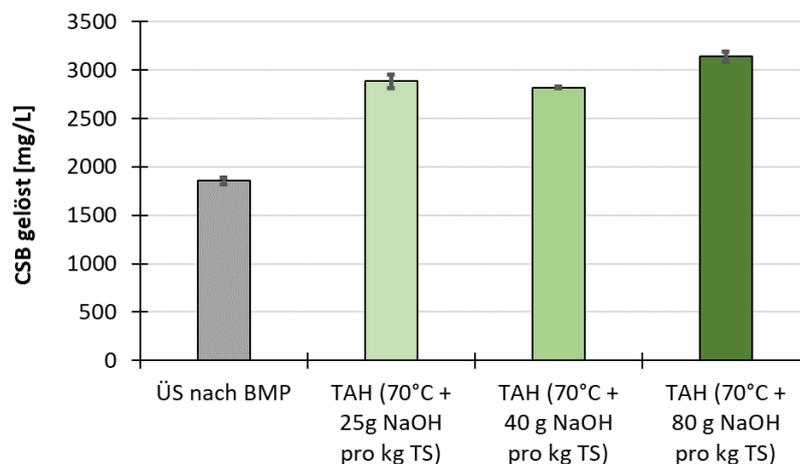


**Abbildung 27: Veränderung der dynamischen Viskosität durch thermo-alkalische Hydrolyse bei verschiedenen Temperaturen und Laugedosierungen (bezogen auf 6% TR)**

**Prozesswasserqualität (CSB, Stickstoff, Phosphor)**

Wie auch bei den Laborversuchen zur TDH konnte auch für TAH die Prozesswasserqualität nach Faulung für die Parameter PO<sub>4</sub>-P und NH<sub>4</sub>-N nicht bestimmt werden. Durch die hohe Verdünnung und den Eintrag von Impfschlamm ließen sich keine validen Messwerte für diese Parameter aus den Proben nach BMP-Test erzielen.

Der gelöste CSB nach Faulung steigt durch die TAH-Behandlung bei 70°C an (Abbildung 28). Bezogen auf unbehandelten ÜS beträgt der relative Anstieg 55-69% je nach Laugedosierung. Wichtig ist hier zu bemerken, dass die absolut gemessenen Werte an gelöstem CSB durch die Art der Filtration stark beeinflusst werden können. Die hier gemessenen Proben wurden mit Spritzenfilter filtriert und können durch schlechte Abscheidung von Partikeln ggf. zu hohe Werte zeigen. Daher sind die Ergebnisse mit Unsicherheiten behaftet. Weitere Untersuchungen zum Effekt der TAH auf die Prozesswasserqualität wurden im Pilotversuch durchgeführt, auf den an dieser Stelle verwiesen wird.



**Abbildung 28: Anstieg des gelösten CSB im Prozesswasser nach BMP ohne und mit thermo-alkalischer Hydrolyse**

### Bildung von refraktärem CSB

Die Ergebnisse des Zahn-Wellens-Test zeigen, dass sich auch durch TAH die Bildung von refraktärem CSB erhöht. Abhängig von der Laugedosierung ergab sich für TAH bei 70°C ein Umwandlungsfaktor von 3,5 bis 5,2% im Vergleich zu 3,2% für unbehandelten ÜS (Abbildung 29). Dies entspricht einer relativen Steigerung der Bildung von refraktärem CSB von 10-63% durch TAH.

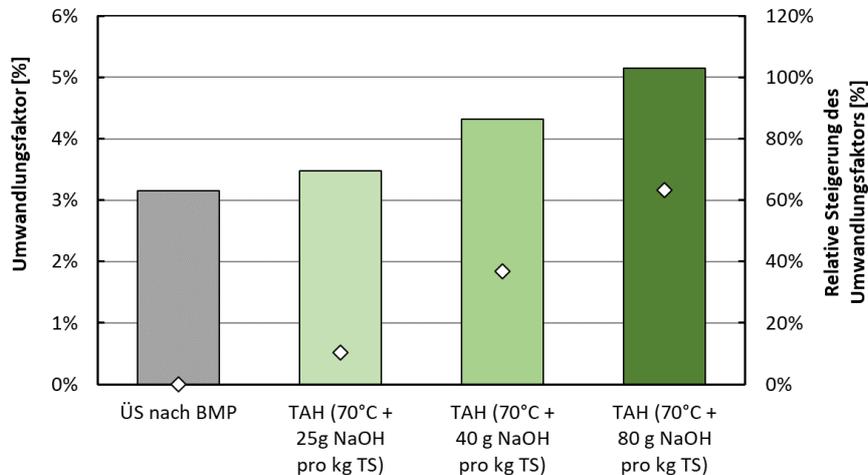


Abbildung 29: Umwandlungsfaktor nach TAH im Labor

Es wird deutlich, dass die Bildung von refraktären organischen Verbindungen bei üblichen Bedingungen der TAH (z.B. Pondusverfahren: 65°C und 15-20 g NaOH/kg TS) viel geringer ausfällt als bei der TDH. Dieser Aspekt der TAH ist in der Literatur ebenfalls beschrieben (DWA 2016b). Ein möglicher Grund liegt wahrscheinlich in der deutlich niedrigeren Temperatur bei der TAH, wodurch die vermehrte Bildung schwerabbaubarer organischer Substanzen verhindert wird.

Bezogen auf den Klärwerksablauf ergibt sich damit in der Modellrechnung (vgl. zu Abbildung 21) für die sechs Berliner Klärwerke eine maximale Erhöhung von ca. 0,5-2 mg/L CSB durch TAH. Damit birgt dieses Verfahren ein deutlich kleineres Risiko für eine messbare Verschlechterung der Ablaufqualität. Dies ist beim Vergleich der Verfahren aus Sicht der Betreiber zu berücksichtigen.

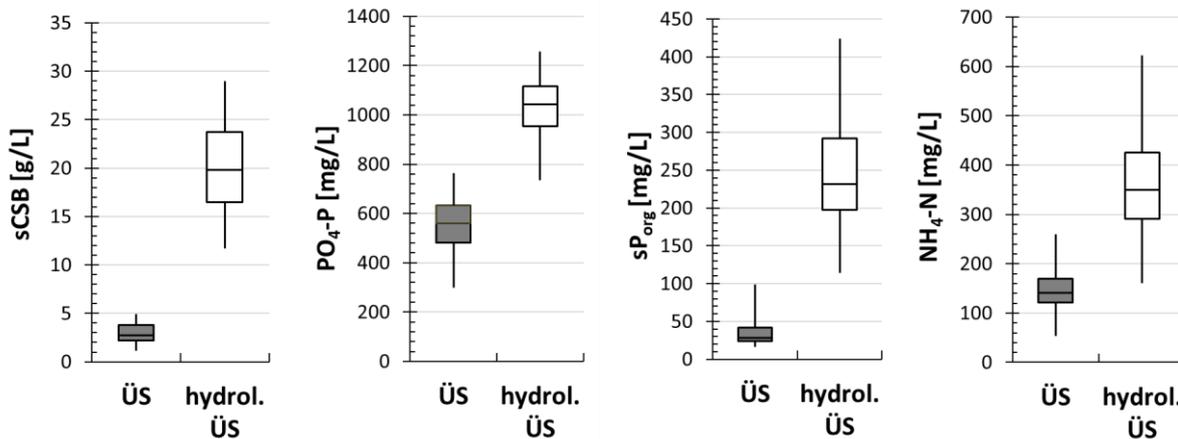
#### 3.3.4 Pilotversuch zur thermo-alkalischen Hydrolyse

Der Pilotversuch zur TAH wurde von Juli 2018 bis Juni 2019 durchgeführt. Durch die komplizierte Logistik der Versuche (Ablauf: TAH-Behandlung in Berlin, Lieferung der Schlämme nach Freiberg, Pilotfaulung, Lieferung von Ablaufproben nach Berlin für weitere Untersuchungen) kam es teilweise zu zeitlichen Verzögerungen und Lagerungseffekten, die einzelne Ergebnisse beeinflussen können. Dennoch ist durch die lange Laufzeit des Pilotversuchs die Aussagekraft der Ergebnisse insgesamt als hoch einzuschätzen. Darüber hinaus konnten Erkenntnisse zur Saisonalität der Effekte gewonnen werden. Nähere Einzelheiten finden sich in den zugehörigen Publikationen (Toutian et al. 2020a).

#### pH-Wert und Löslichkeit von CSB, PO<sub>4</sub>-P und NH<sub>4</sub>-N vor und nach der Hydrolyse

Durch die TAH-Behandlung des eingedickten ÜS bei 65°C und einer Laugedosierung von 11-27 g NaOH/kg TS erhöht sich der pH-Wert im ÜS nach Abschluss der Reaktion nicht. Der pH des ÜS von 6,1-6,3 lag nach der TAH im Mittel bei 5,9-6,3 (Toutian et al. 2020a). Dieser Effekt wird auch vom Anbieter des Verfahrens so berichtet und beruht auf der Freisetzung von organischen Säuren während der Reaktion, die die zugegebene Lauge vollständig neutralisieren. Dieser Effekt ist wichtig auch für die Stabilität der nachfolgenden Faulung, da durch hohe pH-Werte im behandelten ÜS hier ggf. Störungen zu erwarten sind. Beim TAH-Verfahren ist es daher wichtig, nur soviel Lauge zu dosieren, dass der pH-Wert am Ende der Reaktion wieder neutral bis leicht sauer ist (vgl. Abbildung 22).

Durch TAH erhöhen sich die gelösten Parameter deutlich (Abbildung 30). Der gelöste CSB stieg von etwa 2-4 g/L im unbehandelten ÜS bis auf 17-23 g/L nach TAH an, das entspricht einem Aufschlussgrad für CSB von bis zu 20%. Im Vergleich zu den Laborversuchen mit nicht eingedicktem ÜS (1% TR) sind die erzielten Konzentrationen viel höher, da im Pilotversuch eingedickter ÜS (TR = 6,5%) behandelt wurde. Die Tendenz zur starken Erhöhung des gelösten CSB etwa um den Faktor 10 durch TAH ist jedoch in Labor- und Pilotversuchen vergleichbar.



**Abbildung 30: Auswirkung der TAH auf gelösten CSB, PO<sub>4</sub>-P, organischen gelösten P, und NH<sub>4</sub>-N: Vergleich zwischen unbehandeltem ÜS und ÜS nach TAH über die gesamte Versuchsdauer (Boxplots zeigen Minimum, 25%il, Median, 75%il und Maximum)**

Auch für den Parameter PO<sub>4</sub>-P zeigt sich eine deutliche Erhöhung durch TAH von 500-600 mg/L auf 900-1100 mg/L. Im Gegensatz zu den Laborversuchen ist im Pilotversuch keine Fällung von P-Salzen zu vermuten, da die Konzentrationen an PO<sub>4</sub>-P auch nach der TAH hoch bleiben. Insgesamt wird etwa 23% des gesamten P im ÜS als PO<sub>4</sub>-P gelöst. Ein Teil des P geht auch als organischer P in Lösung, so dass nach der TAH etwa 200-300 mg/L sP<sub>org</sub> gemessen werden. Es wird vermutet, dass beim Pilotversuch durch eingeschränkte Filtration der Proben ein Teil der Feststoffe nicht abgetrennt wurden, so dass daraus ggf. erhöhte Werte für die gelösten Parameter CSB, PO<sub>4</sub>-P und P<sub>org</sub> gemessen werden.

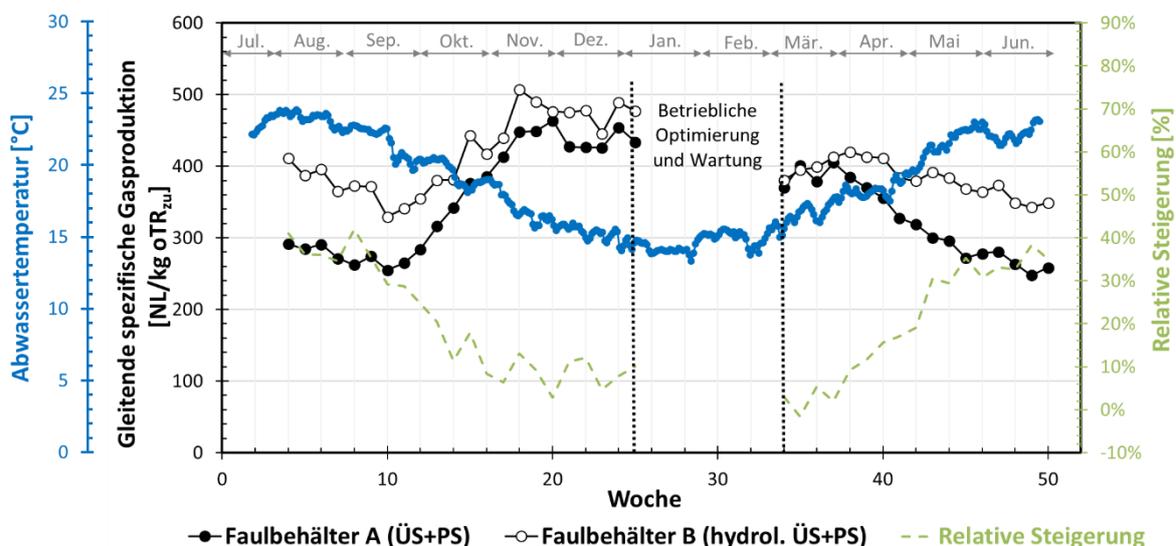
Der Parameter NH<sub>4</sub>-N erhöht sich ebenfalls durch TAH von 130-170 mg/L im Ausgangsmaterial auf 300-420 mg/L. Für die Löslichkeit von NH<sub>4</sub>-N scheint der anfänglich hohe pH-Wert durch Laugedosierung eine entscheidende Rolle zu spielen, da bei TDH mit deutlich höherer Temperatur (130-170°C) aber ohne Lauge weniger NH<sub>4</sub>-N in Lösung geht (vgl. Abbildung 12). Hier spielt ggf. auch die Ausgasung von NH<sub>3</sub> bei höheren Temperaturen eine Rolle.

### **Faulgasproduktion**

Die Faulgasproduktion wurde im Pilotversuch über ein Jahr gemessen und pro Woche auf die zugeführte Menge an organischer Substanz (oTR) bezogen. Um betriebsbedingte Schwankungen und zeitliche Verschiebungen zwischen Substratzugabe und Gasproduktion auszugleichen, wird hier das gleitende Mittel der spezifischen Gasproduktion über 8 Wochen angegeben (Toutian et al. 2020a). Dies entspricht etwa drei Verweilzeiten in der Faulung (~ 60 Tage). Im Januar und Februar liegen durch Wartung und betriebsbedingte Optimierungen (Schaumbildung) keine verwertbaren Ergebnisse zum Faulgasertrag vor.

Der Verlauf der spezifischen Gasproduktion über die Versuchszeit zeigt für beide Faulbehälter einen deutlichen saisonalen Effekt (Abbildung 31). Während im Spätsommer die Gasproduktion aus unbehandeltem ÜS und PS im Faulbehälter A nur 255 NL/kg oTR beträgt, steigt sie bis Ende November auf 464 NL/kg oTR an. Von da an fällt die Gasproduktion wieder langsam ab auf Werte von 356 NL/kg oTR im April bis auf 248 NL/kg oTR am Ende des Versuchs im Juni. Dieser saisonale Verlauf der Gasproduktion ist in geringerer Ausprägung auch aus der Großtechnik bekannt. Der über den

Jahresverlauf schwankende Gasertrag deutet auf signifikante Änderungen der anaeroben Abbaubarkeit des Klärschlammes hin. Möglich ist ein Zusammenhang mit der Abwassertemperatur und damit auch mit der Art und Zusammensetzung der Biomasse im ÜS. Ein weiterer Einflussfaktor kommt wahrscheinlich über den Primärschlamm, der im Sommer bei hohen Abwassertemperaturen bereits in der Kanalisation teilweise abgebaut wird und so weniger Gasertrag liefert. Dafür sprechen auch die Geruchsprobleme in der Kanalisation, die im Sommer vermehrt auftreten. Eventuell hat auch der Versuchsablauf mit dem Transport nach Freiberg und der Lagerung der Schlämme vor der Faulung einen Einfluss, da gerade im Sommer bei höheren Temperaturen schon Abbauvorgänge im Lagerbehälter einsetzen können und daher der Gasertrag geringer ausfällt.



**Abbildung 31: Gleitende spezifische Faulgasproduktion in Faulbehältern ohne (A) und mit thermo-alkalischer Hydrolyse (B) von Überschussschlamm und zugehörige Abwassertemperatur über die Versuchsdauer**

Durch die TAH-Behandlung kann der Gasertrag im Vergleich zum unbehandelten ÜS merklich gesteigert werden. Für den Schlamm nach TAH-Behandlung im Faulbehälter B ergibt sich ein minimaler Gasertrag im September von 330 NL/kg oTR, der bis November auf 507 NL/kg oTR ansteigt. Dann erfolgt ebenfalls ein Absinken über 420 NL/kg oTR im April bis auf 343 NL/kg oTR an Ende des Versuchs im Juni. Verglichen mit dem unbehandelten Schlamm in Faulbehälter A ergibt sich eine relative Steigerung von bis zu 42% im Sommer und nur etwa 3-10% im Winterhalbjahr. Hier zeigt sich deutlich ein unterschiedlicher Effekt der TAH je nach Saison: während im Sommerhalbjahr die TAH die Abbaubarkeit des Klärschlammes signifikant verbessert, ist der Effekt der TAH im Winter bei ohnehin gut abbaubarem Schlamm geringer. Die TAH scheint also vor allem bei schlecht abbaubarem Klärschlamm Vorteile zu bieten, wohingegen die Verbesserung bei gut abbaubarem Klärschlamm geringer ist. Dies ist im Hinblick auf die Bewertung des Verfahrens zu berücksichtigen. Im Jahresmittel konnte die Faulgasproduktion durch TAH im Vergleich zum unbehandelten Schlamm um 19% erhöht werden. Der mittlere Abbaugrad der oTR erhöhte sich dabei von 48% ohne TAH auf 53% mit TAH.

Neben dem Gasertrag spielt auch die Qualität des Faulgases für die Verwertung eine Rolle. Der Methangehalt des Faulgases lag in beiden Faulbehältern bei 56-57 Vol-% und zeigte durch TAH keine Änderung (Tabelle 7). Auch der Gehalt an H<sub>2</sub>S ist für beide Versuche vergleichbar und liegt bei 1200-1500 ppm. Die relativ hohen Schwankungen in der Gaszusammensetzung in beiden Faulbehältern sind ggf. auch durch systematische Abweichungen bei den kontinuierlichen Messungen bedingt. Temperatur und Redoxpotential sind in beiden Faulbehältern vergleichbar. Die etwas höhere Leitfähigkeit in Faulbehälter B ist durch den Eintrag von Lauge bei der TAH erklärbar.

Tabelle 7: Betriebsparameter und Faulgasqualität für beide Faulbehälter als Mittelwerte über die Versuchsdauer (Standardabweichung in Klammern)

Parameter	Einheit	Faulbehälter A (ÜS + PS)	Faulbehälter B (hydrolysiertes ÜS + PS)
Temperatur	[°C]	37,3 (0,8)	37,3 (0,7)
Redoxpotential	[mV]	-436 (178)	-441 (176)
Leitfähigkeit	[mS/cm]	5,7 (2,3)	8,5 (3,5)
CH <sub>4</sub> -Gehalt Biogas	[Vol.-%]	56,6 (12,3)	56,4 (14,6)
H <sub>2</sub> S-Gehalt Biogas	[ppmV]	1450 (825)	1229 (715)

Im Jahresverlauf schwankt der pH-Wert in beiden Reaktoren nach einer Einfahrphase am Anfang nur leicht (Abbildung 32 oben). Im Faulbehälter B stellt sich nach TAH-Behandlung des ÜS ein leicht höherer pH-Wert von 7,3-7,4 ein im Vergleich zum Faulbehälter A (7,1-7,3). Dies ist durch die Zugabe von Lauge bei der TAH zu erklären. Auch der Gehalt an organischen Säuren ist in beiden Faulbehältern vergleichbar, mit leicht höheren Gehalten nach TAH (Abbildung 32 unten). Beide Parameter zeigen, dass die Betriebsstabilität der Faulung durch TAH-Behandlung des ÜS nicht beeinträchtigt ist und die Dosierung von Lauge keine negativen Folgen für die Bedingungen des anaeroben Abbaus hat.

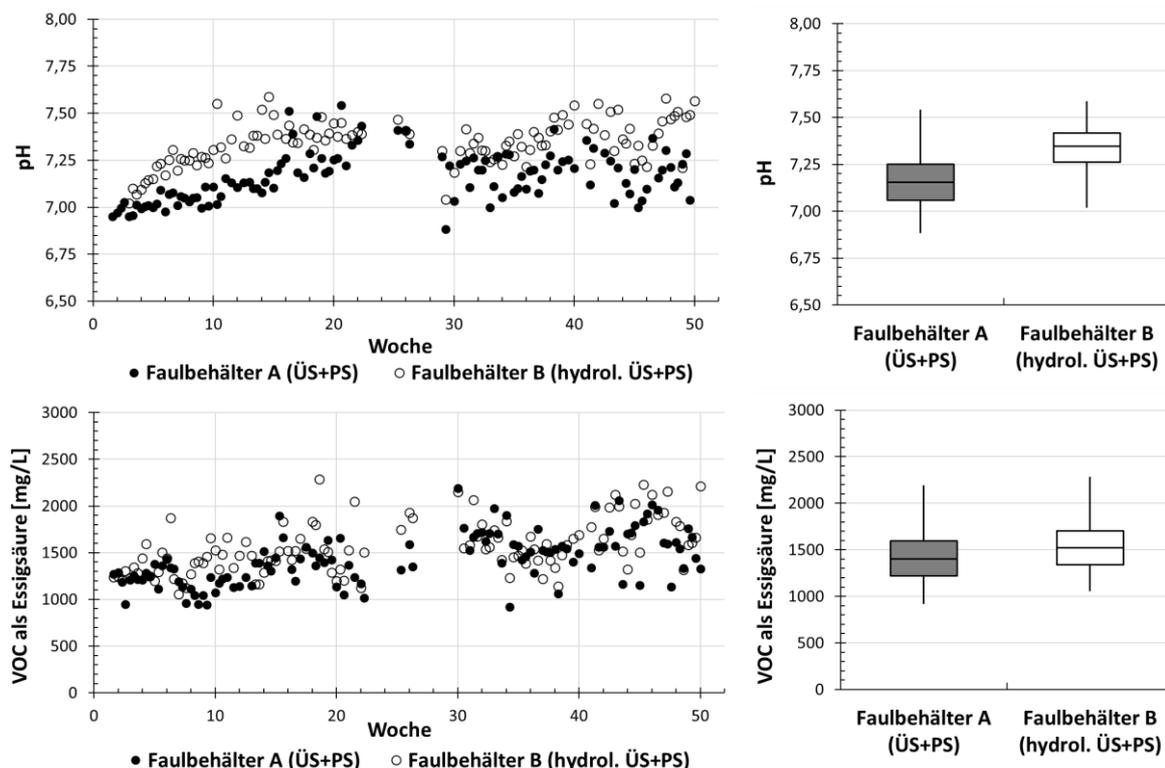


Abbildung 32: pH-Wert (oben) und flüchtige organische Säuren (unten) in beiden Faulbehältern über die Versuchsdauer

### Physikalische Eigenschaften (Entwässerbarkeit)

Für die Einschätzung der Entwässerbarkeit wurden Ablaufproben beider Behälter nach Berlin zurückgeschickt und dort wöchentlich über 8 Wochen im Zentrifugentest analysiert. Dabei konnte keine signifikante Verbesserung der Entwässerbarkeit durch TAH festgestellt werden (Abbildung 33). Dies deckt sich mit den Erkenntnissen aus den Laborversuchen mit reinem ÜS, wo ebenfalls keine Verbesserung der Entwässerbarkeit im Zentrifugentest erzielt wurde (vgl. Abbildung 26). Ob über eine Optimierung des verwendeten Polymers zur Entwässerung das Entwässerungsergebnis ggf. verbessert werden kann, konnte in dieser Studie nicht geklärt werden. Hinweise aus der Literatur auf ein

verbessertes Entwässerungsergebnis mit TAH (DWA 2016b) konnten auch im Pilotversuch nicht bestätigt werden.

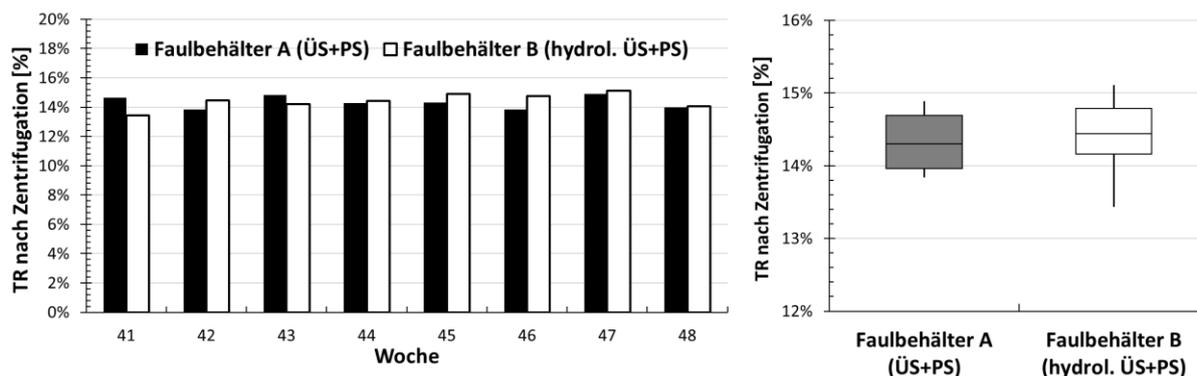


Abbildung 33: Veränderung der Entwässerbarkeit im Zentrifugentest durch thermo-alkalische Hydrolyse über den Versuchszeitraum (links) und als Mittelwert (rechts)

### Prozesswasserqualität (CSB, Stickstoff, Phosphor) und Bildung von refraktärem CSB

Die Belastung des Prozesswassers mit gelöstem CSB stieg durch die TAH um 53% im Mittel an (Abbildung 34). Dabei steigt der Wert im Faulschlamm von 400 mg/L auf 600 mg/L CSB gelöst. Nach Zahn-Wellens-Test sind davon noch 300 mg/L bei Faulung ohne TAH bzw. 430 mg/L bei Faulung mit TAH vorhanden. Dieser refraktäre Anteil des CSB steigt damit durch TAH um 43% an. Auch dieser Effekt konnte schon im Laborversuch bestimmt werden (vgl. Abbildung 29), wenn auch in geringerer Ausprägung. Zu beachten ist hier allerdings, dass die Faulung im Pilotversuch mit Mischschlamm erfolgt (PS + ÜS). Daher ist eine Verdünnung möglicher refraktärer Anteile aus der TAH von ÜS mit Wasser aus dem Primärschlamm gegeben und die Vergleichbarkeit von Labor- und Pilotversuchen nicht direkt möglich.

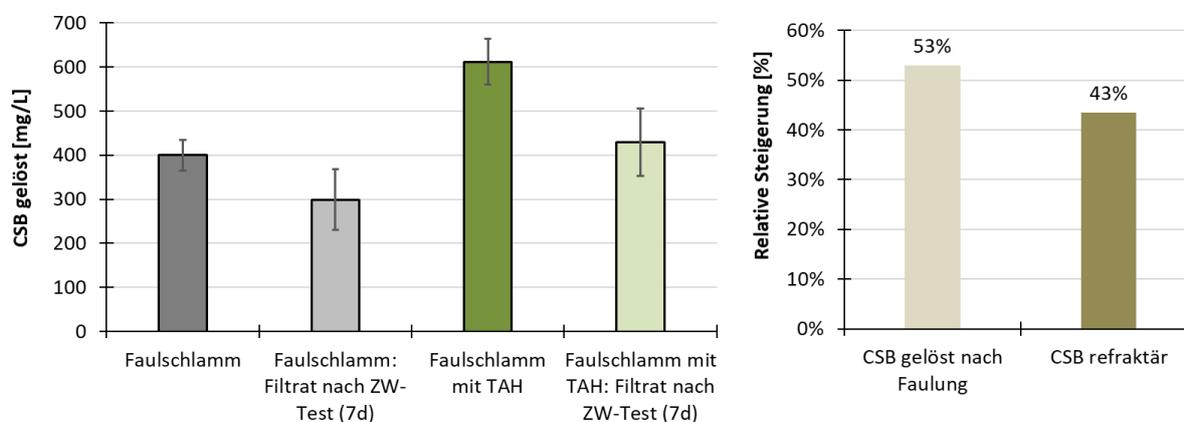
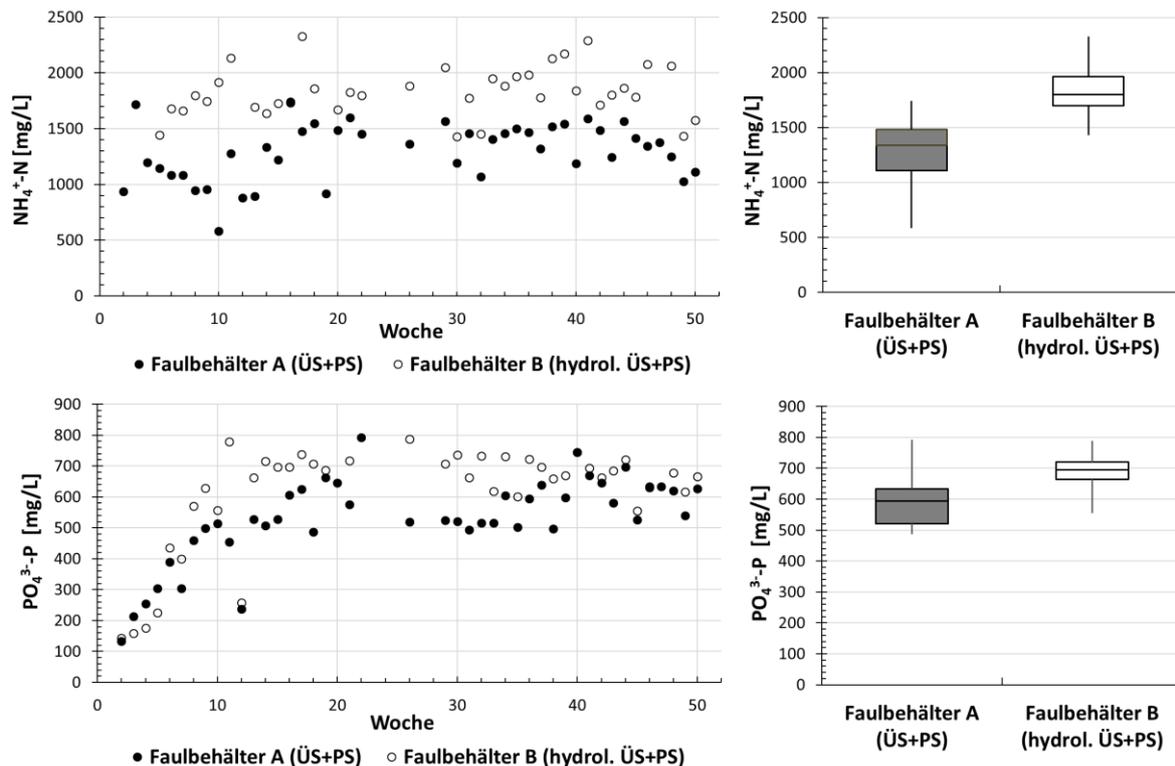


Abbildung 34: Belastung des Prozesswassers nach Faulung mit gelöstem CSB und refraktärem CSB nach Zahn-Wellens-Test (links) und relative Steigerung durch TAH (rechts) im Pilotversuch

Da es sich um eine Faulung mit vergleichbaren Parametern wie in der Großtechnik handelt (TR im Zulauf, Verhältnis von PS und ÜS), wird kein Umwandlungsfaktor für die Bewertung der Wirkung auf die Ablaufkonzentration benötigt. Für die Bewertung entscheidend ist die Erhöhung der absoluten Konzentration an refraktärem CSB, die durch TAH um etwa 120 mg/L ansteigt. Bezogen auf den Klärwerksablauf des KW Waßmannsdorf steigt der CSB-Ablaufwert mit Einführung der TAH voraussichtlich um etwa 1 mg/L an (Toutian et al. 2020a). Damit liegt die TAH deutlich unter einer möglichen Erhöhung des CSB-Ablaufwerts durch TDH mit 3-11 mg/L (vgl. Abbildung 21).

Auch die Belastung des Prozesswassers nach der Faulung mit  $\text{NH}_4\text{-N}$  und  $\text{PO}_4\text{-P}$  steigt durch die TAH deutlich an (Abbildung 35). Beim  $\text{NH}_4\text{-N}$  sind nach Faulung ohne TAH etwa 1100-1500 mg/L messbar, mit TAH steigt der Wert auf 1200-1900 mg/L. Im Mittel beträgt die Steigerung an  $\text{NH}_4\text{-N}$  durch TAH

+35%. Beim  $\text{PO}_4\text{-P}$  liegen die Werte im Faulschlamm ohne TAH bei etwa 600 mg/l und steigen durch TAH auf 700 mg/l (+17%). Im zeitlichen Verlauf sieht man deutlich, dass zu Anfang des Pilotversuchs die Konzentration an  $\text{PO}_4\text{-P}$  im Faulbehälter geringer war (100-120 mg/L) und sich nach etwa 3 Monaten auf höherem Niveau stabilisierte. Dies ist auf den Impfschlamm für die Faulbehälter zurückzuführen, die zu Beginn mit Faulschlamm des Klärwerks Waßmannsdorf befüllt wurden. Dieser Schlamm enthält wenig gelöstes  $\text{PO}_4\text{-P}$  durch das oben beschriebene Airprex<sup>®</sup>-Verfahren, bei dem  $\text{PO}_4\text{-P}$  gezielt als Struvit ausgefällt wird. Erst im Verlauf des Pilotversuchs mit Beschickung der Faulbehälter mit Rohschlamm erhöhte sich fortlaufend die Konzentration an  $\text{PO}_4\text{-P}$  in beiden Faulbehältern.



**Abbildung 35: Belastung des Prozesswassers mit  $\text{NH}_4\text{-N}$  (oben) und  $\text{PO}_4\text{-P}$  (unten) nach thermo-alkalischer Hydrolyse und Faulung in den Pilotversuchen (Messung durch DBI, Proben nur zentrifugiert)**

Beide Effekte der höheren Belastung des Prozesswassers mit  $\text{NH}_4\text{-N}$  und  $\text{PO}_4\text{-P}$  sind zum Teil auf den höheren Abbau der organischen Substanz durch TAH zurückzuführen. Darüber hinaus können auch die Bedingungen der TAH mit hohem pH-Wert eine vermehrte Rücklösung dieser Stoffe ausgelöst haben. Anders als bei den Laborversuchen scheint im Pilotversuch aber keine signifikante Fällung von P während der Reaktion oder im Faulbehälter stattzufinden, so dass die Konzentration an  $\text{PO}_4\text{-P}$  auch nach der Faulung immer noch relativ hoch ist.

Ein weiterer Grund für die absolut gesehen sehr hohen Werte an  $\text{PO}_4\text{-P}$  ist auch in der Messmethode des DBI-Instituts in Freiberg zu vermuten: die Proben wurden nur zentrifugiert und nicht über Membranfilter filtriert. Daher ist ein Übertrag feinpartikulärer und kolloidaler Stoffe in die „filtrierte“ Probe wahrscheinlich, die beim nachfolgenden Aufschluss als  $\text{PO}_4\text{-P}$  gemessen werden und damit fälschlicherweise eine hohe Konzentration an gelöstem  $\text{PO}_4\text{-P}$  anzeigen. Dennoch ist zu erwarten, dass auch bei der großtechnischen Entwässerung der Faulschlämme ein gewisser Teil dieser Feinfraktion im Filtrat zurückbleibt und damit zur Rückbelastung des Klärwerks beiträgt. Insofern bieten die Messungen der Filtratqualität im Pilotversuch hier einen guten Anhaltspunkt zur Abschätzung dieses Effekts in der Praxis. Im Labor der TU Berlin wurden für die Faulschlammproben nach Membranfiltration geringere Werte für beide Faulbehälter gemessen ( $\text{NH}_4\text{-N}$ : 830 bzw. 1130 mg/L und  $\text{PO}_4\text{-P}$ : 160 bzw. 180 mg/L in Faulbehälter A bzw. B), der relative Anstieg ist jedoch vergleichbar. Ggf. fand in den im Labor gemessenen Proben während des Transports zudem eine Struvitfällung statt.

### 3.4 Zusammenfassung und Schlussfolgerungen

In Labor- und Pilotversuchen zur thermo-alkalischen und Thermo-Druck-Hydrolyse von Überschussschlamm des Klärwerks Waßmannsdorf konnten Erkenntnisse über die Steigerung des Abbaugrads und damit des Gasertrags, aber auch zur Entwässerbarkeit und zur Belastung des Prozesswassers gewonnen werden (Tabelle 8). Im Einzelnen lassen sich diese Ergebnisse wie folgt zusammenfassen:

#### ***Thermo-Druck-Hydrolyse bei 130-170°C***

- Steigerung des Gasertrags aus Überschussschlamm um **17-27%** möglich
- Abbaugrad der organischen Substanz steigt auf **51-57%**
- Entwässerbarkeit verbessert sich deutlich (**+2 bis +4% TR**)
- Viskosität nimmt stark ab, daher verbesserte Pump- und Mischbarkeit im Faulbehälter
- Belastung des Prozesswassers steigt für NH<sub>4</sub>-N und CSB, Wirkung für PO<sub>4</sub>-P unklar
- Bildung von refraktärem CSB nimmt mit steigender Temperatur zu und zeigt deutlichen Anstieg über 160°C
- Modellrechnungen zeigen eine mögliche Erhöhung der CSB-Ablaufwerte um **+2 bis +15 mg/L** CSB je nach Klärwerk und Temperatur der Thermo-Druck-Hydrolyse
- Zweistufige Faulung mit zwischengeschalteter Hydrolyse (DLD-Konzept) bietet Mehrgasertrag von **20-30%** bezogen auf den Mischschlamm und sehr hohen Abbaugrad der organischen Substanz (**62-68%**)

#### ***Thermo-alkalische Hydrolyse bei 65°C und Laugedosierung***

- Starker saisonaler Einfluss auf den Gasertrag aus Mischschlamm ohne und mit Hydrolyse im Pilotversuch
- Steigerung des Gasertrags aus Mischschlamm beträgt **19% im Jahresmittel**
- Gesamtabbaugrad der organischen Substanz steigt auf **53%**
- Entwässerbarkeit verbessert sich nicht
- Viskosität nimmt ab, daher leicht verbesserte Pump- und Mischbarkeit im Faulbehälter
- Belastung des Prozesswassers steigt für NH<sub>4</sub>-N, PO<sub>4</sub>-P und CSB
- Bildung von refraktärem CSB nimmt zu, allerdings weit geringer als mit Thermo-Druck-Hydrolyse
- Modellrechnungen zeigen eine mögliche Erhöhung der CSB-Ablaufwerte um **+0,5 bis +2 mg/L** CSB je nach Klärwerk, im Pilotversuch ergibt sich ca. 1 mg/L für das Klärwerk Waßmannsdorf

Insgesamt bietet die thermo-alkalische Hydrolyse Vorteile beim Gasertrag und beim Abbaugrad, ohne dass die verstärkte Bildung von refraktärem CSB und eine negative Folge für die Ablaufqualität des Klärwerks zu befürchten ist. Dafür bietet dieses Verfahren keine Verbesserung beim Entwässerungsgrad. Durch die geringere Viskosität kann ggf. die Raumbelastung bestehender Faulbehälter gesteigert werden, ohne dass Probleme bei Pump- und Mischbarkeit auftreten.

Die Thermo-Druck-Hydrolyse hat auch deutlich positive Effekte auf den Gasertrag und den Abbaugrad und verbessert zudem spürbar die Entwässerbarkeit. Hier ist allerdings die verstärkte Bildung von refraktärem CSB zu berücksichtigen, die zu einer messbaren Erhöhung des CSB-Ablaufwerts führen kann. Eine Absenkung der Temperatur in der Thermo-Druck-Hydrolyse kann diesen Nachteil verringern, lässt aber auch die genannten positiven Effekte geringer ausfallen. Einen deutlichen Vorteil bietet die Thermo-Druck-Hydrolyse auch bei der Viskosität, so dass nachfolgende Faulbehälter mit höherer Raumbelastung bzw. kürzeren Faulzeiten betrieben werden können. Den höchsten Gasertrag und Abbaugrad bietet das Verfahren mit zweistufiger Faulung und zwischengeschalteter Hydrolyse (DLD-Konzept), was aber verfahrenstechnisch auch am aufwändigsten zu realisieren ist.

Tabelle 8: Übersicht über Ergebnisse der Labor- und Pilotversuche für thermo-alkalische und Thermo-Druck-Hydrolyse von Überschussschlamm (ÜS)

Parameter	Einheit	Thermo-Druck-Hydrolyse (ÜS)*	Thermo-alkalische Hydrolyse (ÜS)	Thermo-alkalische Hydrolyse (ÜS+PS)
<b>Maßstab</b>		Labor	Labor	Pilot
<b>Temperatur TH</b>	°C	130...170	50...90	65
<b>Dosierung NaOH</b>	g NaOH/kg TS	-	0...80	11-27
<b>Methanertrag</b>	NL CH <sub>4</sub> /kg oTR <sub>zu</sub>	253...274	248...273	140-286 <sup>#</sup> 228 (Ø pro Jahr)
<b>Steigerung Gasertrag</b>	%	+17%...+27%	+16...+26%	3-42% <sup>#</sup> 19% (Ø pro Jahr)
<b>Abbaugrad</b>	% der oTR	51%...57%	50%...57%	48-60% <sup>#</sup> 53% (Ø pro Jahr)
<b>Entwässerbarkeit</b>	% TR	+2...+4%	Keine Veränderung	Keine Veränderung
<b>Dynamische Viskosität</b>		-64%...-85%	-20%...-61%	nicht bestimmt
<b>Belastung des Prozesswassers</b>				
<b>NH<sub>4</sub>-N</b>	%	+9%...+27%	nicht bestimmt	+35%
<b>PO<sub>4</sub>-P</b>	%	nicht bestimmt	nicht bestimmt	+17%
<b>CSB gelöst</b>	%	0%...+35%	+55...+69%	+53%
<b>Refraktärer CSB</b>	%	+45%...+208%	+10%...+63%	+43%
<b>Erhöhung des CSB-Ablaufwerts°</b>	[mg/L im KW-Ablauf]	2...15	0,5...2,1	0,8-1,1

Relative Angaben (%) beziehen sich auf den Vergleich mit unbehandeltem Überschussschlamm (ÜS)  
<sup>#</sup> für Mischschlamm (ÜS+PS)

° Abschätzung über Modellrechnung für alle Berliner Klärwerke

\* bei zweistufiger Faulung mit zwischengeschalteter TDH (DLD-Konzept): 344-372 NL CH<sub>4</sub>/kg oTR<sub>in</sub> für Mischschlamm (+20 bis +30%), Gesamtabbaugrad der oTR: 62-68%

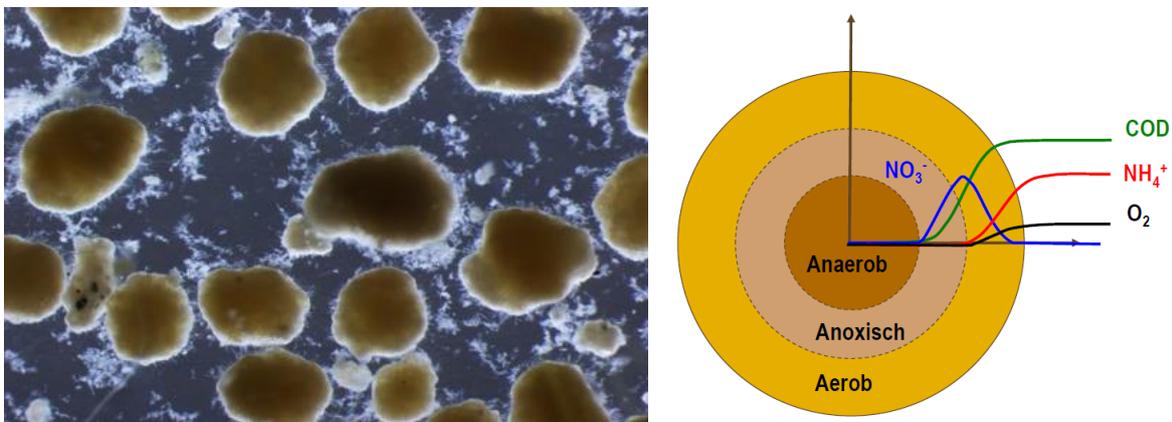
Mit diesen Erkenntnissen lassen sich beide Verfahren für den Einsatz auf Berliner Klärwerken bewerten. Bei der Übertragung der Ergebnisse sind allerdings die jeweiligen Randbedingungen zu berücksichtigen, u.a. das Verhältnis von Überschussschlamm und Primärschlamm, die bislang erzielten Gaserträge und Abbaugrade, sowie die Qualität des Prozesswassers aus der Entwässerung. Dabei ist darauf zu achten, dass die Ergebnisse zur Thermo-Druck-Hydrolyse nur auf Laborversuchen mit Überschussschlamm beruhen und daher die Übertragung auf die Großtechnik mit Faulung von Primär- und Überschussschlamm nur eingeschränkt möglich ist. Bei der Übertragung der Ergebnisse wird generell empfohlen, die relativen Verbesserungen im Vergleich zu unbehandeltem Überschussschlamm zu berücksichtigen.

## 4 Pilotversuch zur Abwasserreinigung mit granuliertem Belebtschlamm

### 4.1 Ziele und Untersuchungskonzept

#### **Granulierter Belebtschlamm**

Für die biologische Abwasserreinigung wurde seit den 1990er Jahren ein neues Verfahren entwickelt, was auf der Bildung von aeroben granuliertem Belebtschlamm (AGS) basiert. Der Vorteil dieses Verfahrens gegenüber dem konventionellen Belebtschlammverfahren liegt vor allem in seiner kompakteren Bauweise und einem geringeren spezifischen Energieverbrauch. Aufgrund ihrer vergleichsweise hohen Dichte und kompakten Struktur sedimentieren die Granula im Vergleich zu konventionellen Belebtschlammflocken viel schneller. Zudem bilden sich in den Granula verschiedene Zonen der Sauerstoffversorgung, so dass bestimmte Prozesse der Abwasserreinigung simultan erfolgen können (Abbildung 36).



**Abbildung 36: Mikroskopische Aufnahme von aerobem granuliertem Belebtschlamm bei Beschickung mit synthetischem Abwasser (links); Modell der Granula mit Sauerstoffzonen und Konzentrationsprofil der biologischen Prozesse (rechts) (© Manuel Layer/EAWAG)**

Die vermehrte Bildung von Granula durch die Mikroorganismen wird durch bestimmte Prozessbedingungen im Betrieb gezielt unterstützt, unter anderem durch selektive Entnahme von Flocken („Ausspülen“), hohe Scherkräfte sowie wechselnde Versorgung mit Substrat. Durch diese Bedingungen bilden sich vermehrt kompakte Granula, die sich durch folgende Eigenschaften auszeichnen (Jahn et al. 2017):

- Partikelgröße > 0,2 mm
- Hohe Absetzgeschwindigkeit (> 20 m/h)
- Schlammvolumenindex (SVI) von 20-70 mL/g
- Vergleichbarer SVI nach 5 min und 30 min (SVI<sub>5</sub>/SVI<sub>30</sub> ~ 1)

Durch diese Eigenschaften ergeben sich verschiedene Vorteile für AGS gegenüber dem konventionellen Belebtschlammverfahren:

- Verbesserte Absetzeigenschaften aufgrund der hohen Dichte und kompakten Struktur
- Höhere Biomassekonzentration und damit höhere Umsatzraten im Reaktor
- Gleichzeitiges Vorhandensein von aeroben, anoxischen und aeroben Zonen in den Granula
- Geringerer Energieverbrauch (optimierte Belüftungssteuerung, keine Rührwerke und Rücklaufschlammumpfen)

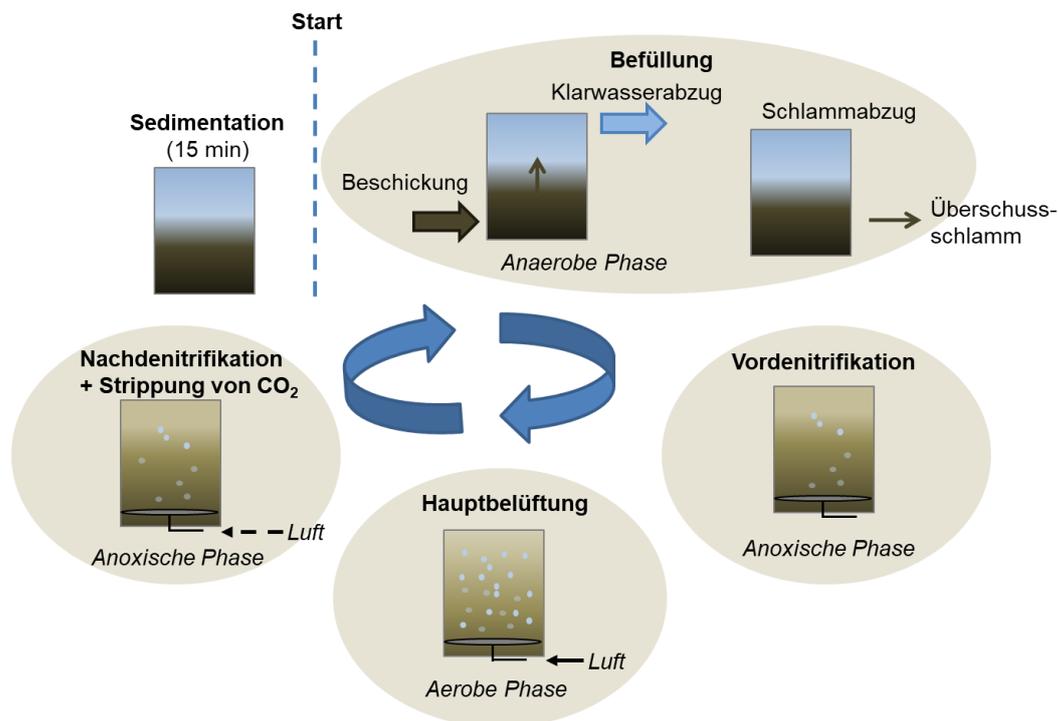
Um die Prozessbedingungen für die Bildung von AGS zu optimieren, wird das Verfahren diskontinuierlich als sogenannter Sequencing Batch Reactor (SBR) betrieben. Hier finden alle Phasen

der biologischen Abwasserreinigung in einem Reaktor zeitlich versetzt nach einem bestimmten Zyklus statt. Dabei können die einzelnen Phasen des Zyklus in ihrer Länge und Betriebsweise verändert werden, wodurch eine hohe Flexibilität entsteht.

Ein Zyklus des Verfahrens ist grundsätzlich in drei Phasen aufgeteilt (Abbildung 37):

1. Befüllphase mit Beschickung des Reaktors, Klarwasserabzug und Schlammabzug
2. Belüftungsphase mit Vordenitrifikation, Hauptbelüftung und Nachdenitrifikation
3. Kurze Absetzphase zur Sedimentation

Dabei wird das Verhalten der Partikel und damit die Granulierung größtenteils mit der Steuerung der Befüll- und Absetzphase, die Reinigungsleistung mit der Steuerung der Belüftungsphase bestimmt.



**Abbildung 37: Ablauf eines Zyklus im Nereda®-Verfahren**

Die Abwasserreinigung mit granuliertem Belebtschlamm wird bereits seit etwa 10 Jahren großtechnisch betrieben (Pronk et al. 2015). Hauptanbieter des Verfahrens ist die Firma Royal HaskoningDHV (RHDHV) aus den Niederlanden, die das AGS-Verfahren unter dem Namen Nereda® vertreibt. Es sind bereits über 50 Anlagen weltweit mit dem Nereda®-Verfahren in Betrieb, in Deutschland existieren jedoch keine großtechnischen Anlagen (Benstöm et al. 2019). Daher gibt es noch keine Praxiserfahrungen mit dem AGS-Verfahren für die Bedingungen in Deutschland, sowohl in Bezug auf die Rohwasserzusammensetzung als auch im Hinblick auf die spezifischen Anforderungen an die Abwasserreinigung. Hier spielt vor allem die zuverlässige Einhaltung der Überwachungswerte eine wichtige Rolle. Neben der Art der Überwachung über die qualifizierte Stichprobe mit 4/5-Regel (AbwV 2013) ist hier auch die Leistung des Verfahrens bei hohen hydraulischen oder stofflichen Belastungen („Regenwetterfall“) zu berücksichtigen.

#### **Ziele des Pilotversuchs auf dem Klärwerk Stahnsdorf**

Für die Untersuchungen im Projekt steht daher die Frage im Vordergrund, ob die Bildung granulierter Biomasse mit Berliner Abwasser möglich ist und zu einem stabilen Betriebszustand führt, mit dem die vorgegebenen Überwachungswerte sicher eingehalten werden können. Zur Prüfung dieser Fragen

wurde eine Pilotanlage für das Nereda®-Verfahren von RHDHV gemietet und für 18 Monate auf dem Klärwerk Berlin-Stahnsdorf betrieben. Neben dem regelmäßigem Austausch mit den Fachleuten von RHDHV wurde der Versuch auch von der Schweizer Firma WABAG Wassertechnik AG begleitet, die zusammen mit RHDHV bereits Pilotversuche und auch großtechnische Umsetzungen des Verfahrens durchgeführt hat (Lehmann & Kasper 2017).

Folgende Fragestellungen wurden im Pilotversuch genauer untersucht:

- Funktioniert die Bildung von aerobem granulierten Belebtschlamm mit Berliner Abwasser?
- Wie lange dauert es, bis ein stabiler Betrieb des Verfahrens erreicht ist?
- Welche Biomassekonzentration bzw. Umsatzraten können im Reaktor erreicht werden?
- Welche Menge an Überschussschlamm ist zu erwarten, und die hoch ist dessen Faulgasertrag?
- Wie zuverlässig können die von den Berliner Wasserbetrieben vorgegebenen Zielwerte für die Ablaufqualität (Tabelle 9) erreicht werden?
- Wie lässt sich die Regelung des Prozesses an Tagesgang und Regenereignisse anpassen?
- Wie verhält sich die Anlage im Spitzenlastfall (Frachtstoß bei Regenwetter)?

Dabei wurden nach Rücksprache mit dem Anbieter sowohl der Betrieb mit vorgeklärtem Abwasser nach Sedimentation untersucht, aber auch der Betrieb mit Rohabwasser nach Rechen und Sandfang. Das Nereda®-Verfahren lässt sich sowohl mit als auch ohne Vorklärung betreiben, was einen Einfluss auf die biologische Reinigungsleistung, aber auch auf die Energiebilanz des Verfahrens haben kann.

**Tabelle 9: Zielwerte der Abwasserreinigung für die Nereda-Pilotanlage nach Vorgaben der BWB**

Parameter	Abkürzung	Zielwert [mg/L]
Abfiltrierbare Stoffe	AFS	< 10
Chemischer Sauerstoffbedarf	CSB	< 68
Gesamtstickstoff anorganisch	N <sub>anorg</sub>	< 13
Ammonium	NH <sub>4</sub> -N	< 5
Gesamtphosphor	TP	< 1
Orthophosphat	PO <sub>4</sub> -P	< 0,5

### **Messung von Lachgas**

Ein weiterer Schwerpunkt der Pilotversuche lag auf den verfahrensbedingten Lachgasemissionen und deren Quantifizierung. Lachgas ist ein starkes Treibhausgas mit einem Treibhauspotential von 264 kg CO<sub>2</sub>-Äquivalenten pro kg N<sub>2</sub>O über den Wirkhorizont von 100 Jahren (IPCC 2014). Es entsteht unter anderem bei der biologischen Umsetzung von Stickstoff im Belebtschlammverfahren und ist daher von besonderem Interesse für die Klimawirkung der Abwasserreinigung (DWA 2017a).

Hier ist die Frage zu klären, wieviel Lachgas beim AGS-Verfahren entsteht und wie dies im Vergleich zu konventionellen Belebtschlammverfahren zu bewerten ist. Zudem ist der spezifische Emissionsfaktor für N<sub>2</sub>O eine wichtige Eingangsgröße zur Bewertung des Verfahrens hinsichtlich seiner Treibhausgasbilanz (siehe Kapitel 5). Daher wurde an der Pilotanlage eine Messeinrichtung zur kontinuierlichen Erfassung der N<sub>2</sub>O-Konzentration in der Abluft installiert und über bestimmte Zeiträume ausgewertet. Neben den Erkenntnissen und Messungen aus dem Pilotversuch sind dabei auch Literaturangaben mit einzubeziehen (Baeten 2020; De Bruin et al. 2013; Jahn et al. 2019).

### ***Versuchsphasen des Pilotbetriebs***

Der Pilotbetrieb gliederte sich in drei Phasen:

1. Anfahren des Reaktors mit konstantem Zufluss von vorgeklärtem Abwasser
2. Betrieb mit vorgeklärtem Abwasser und durchflussproportionaler Beschickung (= dem Tagesgang des Klärwerks folgend)
3. Betrieb mit Rohabwasser und durchflussproportionaler Beschickung

Die einzelnen Phasen wurden nach Rücksprache mit RHDHV/WABAG, den Berliner Wasserbetrieben und nach Auswertung der Ergebnisse geplant und zeitlich getaktet. Dabei wurden neben den verfahrensbedingten Effekten auf der Pilotanlage auch externe Faktoren (u.a. Ausfall oder Wartung des Systems, betriebliche Störungen, Randbedingungen auf dem Klärwerk) berücksichtigt.

Die Durchführung und Ergebnisse des Pilotbetriebs wurden im Rahmen mehrerer Abschlussarbeiten dokumentiert:

- Inbetriebnahme und Betrieb der Pilotanlage mit vorgeklärtem Abwasser (Fischbacher 2019)
- Lachgasmessung im Betrieb mit vorgeklärtem Abwasser (Wenzel 2019) und mit Rohabwasser (Pan 2020)

Dieser Bericht enthält eine kurze Beschreibung der Methodik sowie die Ergebnisse des Pilotbetriebs. Für weitere Einzelheiten wird auf die entsprechenden Arbeiten verwiesen.

## **4.2 Material und Methodik**

Dieses Kapitel enthält eine grundlegende Beschreibung der Pilotanlage und der durchgeführten Versuche inkl. Messmethoden und Analytik. Weitere Details sind in den zitierten Arbeiten verfügbar.

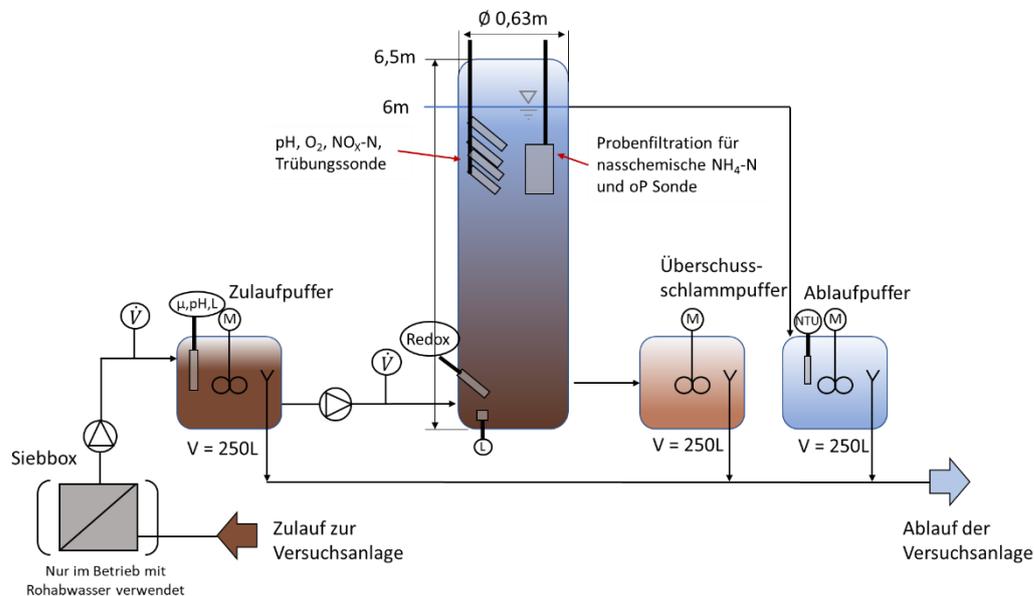
### ***4.2.1 Aufbau der Pilotanlage für granulierten Belebtschlamm***

Die Versuchsanlage ist als Säulenreaktor in einem Container eingebaut (Abbildung 38). Der Reaktor hat eine Höhe von 6,5 m, einen Durchmesser von 63 cm und ein genutztes Reaktorvolumen von 1,79 m<sup>3</sup>. Im Container befinden sich neben Zu- und Ablauftanks auch die Steuerungselektronik sowie die verschiedenen Messeinrichtungen. Der Zu- und Ablauf der Anlage wird über Vorlagetanks gepuffert, die jeweils 250L Volumen haben. Darüber hinaus wird der abgezogene Überschussschlamm ebenfalls in einem 250L-Tank gespeichert. Alle Puffertanks sind mit Rührwerken ausgestattet.



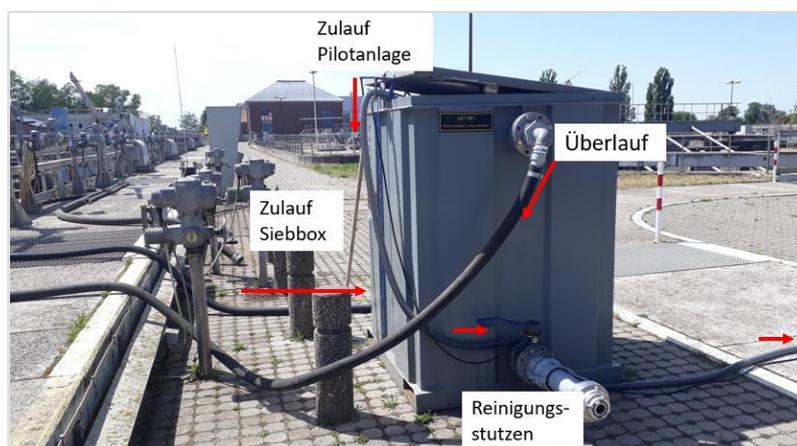
**Abbildung 38: Foto der Pilotanlage auf dem Klärwerk Stahnsdorf**

Beim Betrieb mit vorgeklärtem Abwasser wird das Abwasser zunächst mittels der Zulaufpumpe (P1) aus der Zulaufrinne des Klärwerks in einen kontinuierlich durchströmten Puffertank gefördert. Somit liegt immer eine ausreichende Menge an „frischem“ Abwasser im Zulaufpuffer vor. Die Beschickungspumpe (P2) gibt dann das vorgehaltene Abwasser während des Beschickungsvorgangs von unten in den Säulenreaktor. Der Ablauf des gereinigten Abwassers erfolgt automatisch am oberen Ende des Reaktors in 6m Höhe als hydraulischer Überlauf durch ein ventillos Rohr, das in den Ablaufpuffertank mündet (Abbildung 39).



**Abbildung 39: Schematischer Aufbau der Pilotanlage**

Der Überschussschlamm wird ebenfalls durch Öffnen des entsprechenden Ventils über eine Rohrleitung in einer definierten Höhe abgezogen. Die Anlage verfügt nicht über ein Rührwerk im Reaktor. Die Durchmischung des Reaktors im Betrieb wird mittels Impulsbelüftung sichergestellt. Beim Betrieb mit Rohabwasser wird das Abwasser zunächst über eine Siebbox mit einem feinen Sieb (2mm Maschenweite) gepumpt, um Beschädigungen der Pumpen der Pilotanlage durch größere Feststoffe oder Verstopfungen auszuschließen. Die Siebbox wurde ebenfalls von RHDHV geliefert und ist für diese Betriebsweise ausgelegt. Das Rohabwasser wurde dabei von unten in die Siebbox gepumpt und über einen Überlauf wieder zurückgeführt, so dass die Box ständig mit frischem Rohabwasser gefüllt war. Aus der Box wurde das Rohabwasser durch einen eingehängten Siebkorb filtriert und dann mit einer weiteren Pumpe in den Zulaftank der Pilotanlage gepumpt (Abbildung 40). Die Siebbox wurde regelmäßig mit einem Hochdruckreiniger gereinigt.



**Abbildung 40: Siebbox mit Zu- und Ablauf sowie Überlauf**

#### 4.2.2 Mess- und Regelungstechnik in der Pilotanlage

Um den Prozess optimal überwachen und steuern zu können, ist die Versuchsanlage mit verschiedenen Onlinesonden zur Messung aller relevanten Prozessparameter ausgestattet (Abbildung 39). Im Zulauftank werden Leitfähigkeit und pH-Wert als Leitparameter für die Zulaufqualität gemessen. Im Reaktor werden neben pH-Wert und Redoxpotential auch gelöster Sauerstoff sowie die Parameter  $\text{NH}_4$ ,  $\text{NO}_3/\text{NO}_2$  und  $\text{PO}_4$  kontinuierlich gemessen (Tabelle 10). Diese Parameter werden zur Steuerung des Prozesses erfasst und weiterverarbeitet. Zudem wird über eine Trübungssonde im Reaktor auch die Schlammkonzentration in einer bestimmten Höhe erfasst.

**Tabelle 10: Übersicht der Onlinesonden im Zulauftank und Säulenreaktor der Pilotanlage**

Parameter	Einheit	Sonden- / Analysatortyp	Hersteller
<b>Zulauftank</b>			
pH	[-]	Orbisint CPS11D	Endress und Hauser
Leitfähigkeit	[ $\mu\text{S}/\text{cm}$ ]	Condumax CLS13	Endress und Hauser
Trübung, Feststoffe	[NTU, mg/L AFS]	Solitax inline sc	Hach
<b>Säulenreaktor</b>			
pH	[-]	pHD sc	Hach
Redoxpotential	[mV]	Orbisint CPS12D	Endress und Hauser
Gelöster Sauerstoff	[mg/L $\text{O}_2$ ]	LDO sc	Hach
Trübung, Feststoffe	[NTU, mg/L AFS]	Solitax inline sc	Hach
Ammonium	[mg/L $\text{NH}_4$ ]	Amtax sc	Hach
Nitrat/Nitrit	[mg/L $\text{NO}_3$ bzw. $\text{NO}_2$ ]	Nitratax (sc)	Hach
Orthophosphat	[mg/L $\text{PO}_4$ ]	Phosphax sc	Hach

Für die nasschemisch gemessenen Parameter  $\text{NH}_4$  und  $\text{PO}_4$  ist eine automatische Probenfiltration (Filtrax, Hach) erforderlich. Im Ablauftank wird über eine Trübungssonde die Ablaufqualität kontinuierlich erfasst.

Die Signale der Onlinesonden und die Betriebszustände der einzelnen Aggregate (Pumpen etc.) werden über eine Steuereinheit (SPS) ausgewertet. Die Messwerte und Signale werden dann von der SPS an den zentralen Steuerrechner („Nereda Controller PC“) übertragen, in dem auch die Regelungskette des Verfahrens (das sogenannten Rezept oder „Recipe“) hinterlegt ist. In Abhängigkeit von den Betriebsparametern und dem jeweiligen Recipe regelt der Steuerrechner den Prozessablauf und gibt die Befehle zurück an die Steuereinheit. Der Steuerrechner wird über Fernzugriff vom Anbieter gesteuert und ausgewertet. Damit können die Auswertung der gesammelten Prozessdaten, aber auch die Veränderungen des Recipe nur vom Anbieter vorgenommen werden. Ausgewählte Daten und Betriebszustände werden lokal visualisiert und gespeichert über ein SCADA-System, das auch die manuelle Einstellung definierter Betriebsparameter in bestimmtem Umfang zulässt.

Letztlich ist damit für den Betreiber vor Ort nur ein begrenzter Zugriff auf die Steuerung und die Betriebsdaten der Anlage möglich, der vom Anbieter des Verfahrens kontrolliert wird (Abbildung 41). Das führte im Pilotbetrieb wiederholt zu Verzögerungen in der Anpassung des Betriebsablaufs der Pilotanlage, da diese erst in Absprache mit dem Anbieter verändert werden konnte.

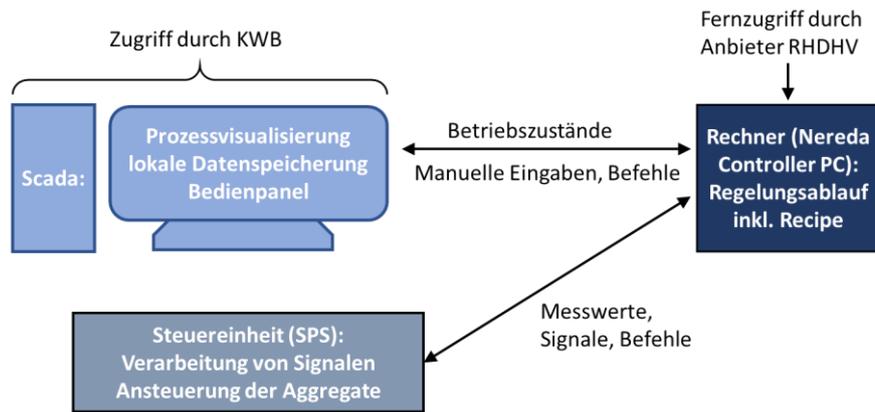


Abbildung 41: Signalverarbeitung der Mess- und Regelungstechnik in der Pilotanlage

#### 4.2.3 Versuchsdurchführung: Inbetriebnahme und Versuchsphasen

Die Versuchsanlage wurde im Juni 2018 auf dem Gelände des Klärwerkes Stahnsdorf angeliefert und installiert. Der Standort der Anlage wurde in Absprache mit den Berliner Wasserbetrieben in der Nähe der Vorklärung gewählt (Abbildung 42). Durch diesen Standort konnte die Anlage sowohl vorgeklärtes Abwasser aus der Ablaufrinne der Vorklärung als auch Rohabwasser (nach mechanischer Reinigung) aus der Zulaufrinne der Vorklärung entnehmen.



Abbildung 42: Luftbildaufnahme mit Standort der Nereda®-Pilotanlage (rot) auf dem Gelände des Klärwerkes Stahnsdorf

#### Versuchsphasen

Die Anlage wurde im Projekt insgesamt 16 Monate betrieben, insgesamt wurden dabei über 1700 Prozesszyklen durchlaufen. Die Versuchszeit gliederte sich dabei in drei Hauptphasen (Tabelle 11):

- 1) Einfahrphase mit konstanter Beschickung von vorgeklärtem Abwasser (7,5 Monate)
- 2) Betrieb mit vorgeklärtem Abwasser und durchflussproportionaler Beschickung, d.h. unter realen Bedingungen eines Klärwerkes (4 Monate)
- 3) Betrieb mit Rohabwasser mit Vorsiebung über die Siebbox und durchflussproportionaler Beschickung (4,5 Monate)

Für die Einfahrphase wurde die Anlage mit granulierter Biomasse aus einer großtechnischen Nereda®-Anlage angeimpft. Dazu wurde etwa 250L Belebtschlamm mit 70% Granulenteil ( $> 0,2\text{ mm}$

Durchmesser) angeliefert und in die Anlage gefördert. Damit stellte sich zu Beginn der Versuche eine Biomassekonzentration von ca. 2 g/L im Reaktor ein. Um in der ersten Versuchsphase genügend Kohlenstoff für das Biomassewachstum zur Verfügung zu stellen und den Prozess zum Anfang stabil zu betreiben, wurde die Anlage mit einer konstanten Zulaufmenge an Abwasser in jedem Zyklus beschickt.

In der zweiten und dritten Versuchsphase erfolgte die hydraulische Beschickung der Pilotanlage in Abhängigkeit vom hydraulischen Tagesgang des Klärwerks („durchflussproportional“). Damit liegt die Zulaufmenge zur Pilotanlage während der Tagesspitze deutlich höher war als im Vergleich zur Nachtsenke (Faktor 4), um so realistische Belastungsschwankungen beim Anlagenbetrieb abzubilden. Für die technische Umsetzung der durchflussproportionalen Beschickung wurde das Signal des Zulaufvolumenstroms des Klärwerks Stahnsdorf an den Steuerrechner der Pilotanlage übermittelt, der danach die Beschickung der Pilotanlage steuerte.

**Tabelle 11: Übersicht über die Versuchsphasen der Nereda®-Pilotanlage für granulierten Belebtschlamm**

Phase	Zeitraum	Zulauf	Beschickung	Bemerkungen
1	01.07.2018- 20.02.2019	Vorgeklärtes Abwasser	Konstant	Einfahrphase
2	21.02.2019- 10.06.2019	Vorgeklärtes Abwasser	Durchfluss- proportional	Mit Lachgasmessung
3	11.06.2019- 23.10.2019	Rohabwasser	Durchfluss- proportional	Mit Lachgasmessung

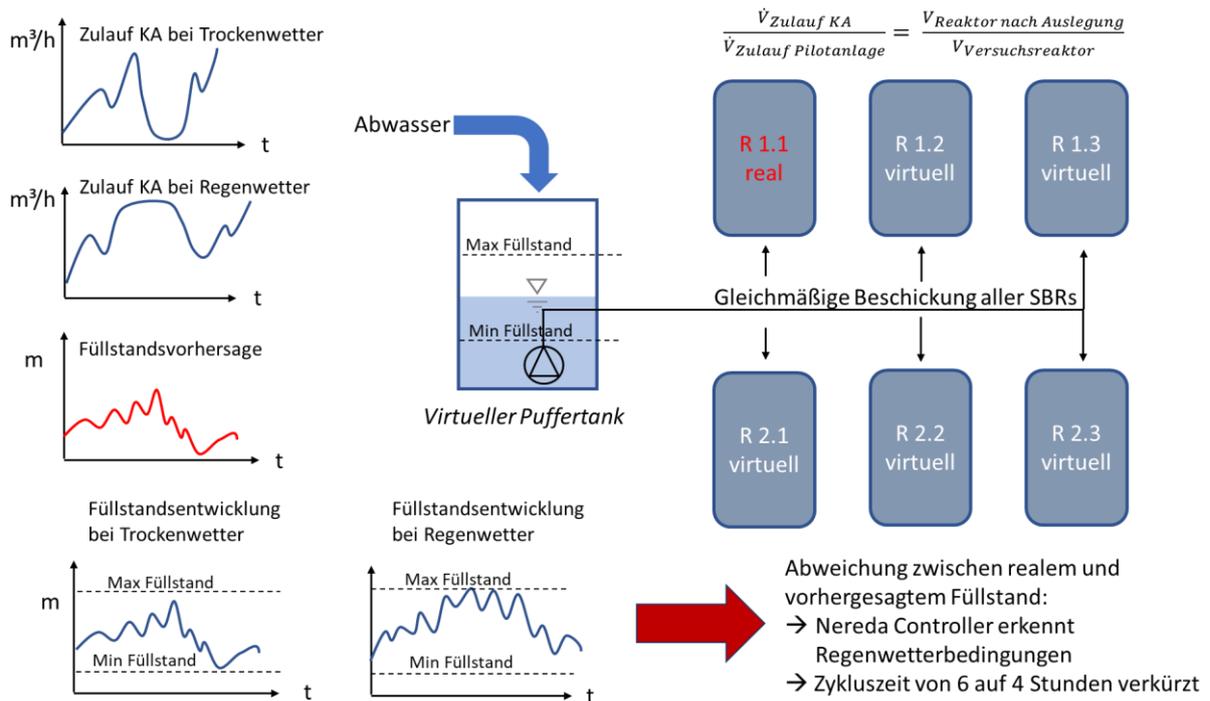
### **Steuerung der Pilotanlage**

Für eine möglichst realistische Steuerung des SBR-Verfahrens wurde die Pilotanlage als einer von möglichen sechs Reaktoren eines Nereda®-Verfahrens in der Simulation einer Großanlage betrieben. Damit konnten die verschiedenen Lastfälle des Klärwerks und ihre Auswirkungen auf den Nereda®-Betrieb unter realen Bedingungen nachgebildet werden.

In der großtechnischen Umsetzung besteht eine Nereda®-Anlage meist aus mehreren Reaktoren, die in verschiedene Linien aufgeteilt und möglichst gleichmäßig aus einem Zulaufpuffertank beschickt werden. Der Füllstand im Zulaufpuffertank soll dazu nach Möglichkeit konstant gehalten werden und darf die vorgegebenen minimalen und maximalen Füllstände nicht überschreiten. Danach wird die Beschickung der verschiedenen Reaktoren und auch die Zykluslänge gesteuert.

Im Steuerungsprogramm der Pilotanlage wurde diese großtechnische Konfiguration virtuell nachgebildet: neben einem virtuellen Puffertank ist der Versuchsreaktor damit einer von sechs Nereda®-Reaktoren (fünf davon sind virtuell). Die Beschickung der Pilotanlage berechnete sich also aus der Zulaufmenge zum Klärwerk sowie dem Füllstand des virtuellen Puffertanks (Abbildung 43). Das reale Zulaufvolumen wurde dabei auf die Reaktorgröße der Pilotanlage herunterskaliert.

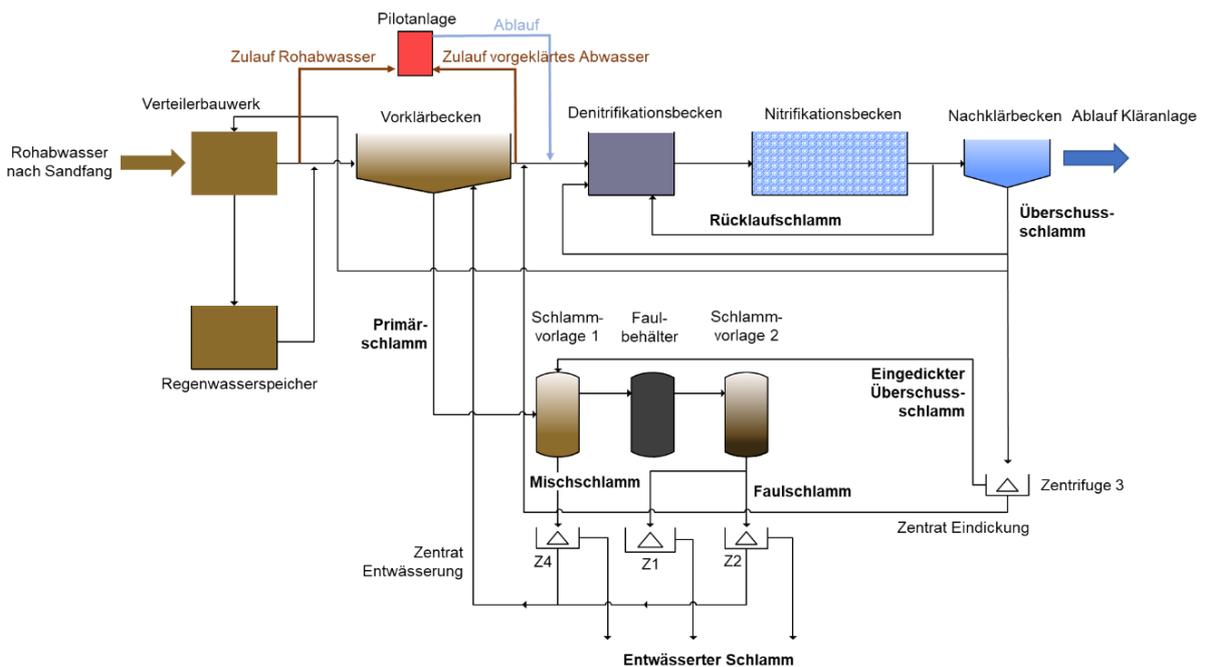
Im Regenwetterfall ergibt sich ein deutlich erhöhter Zulauf zum Klärwerk, so dass sich der virtuelle Puffertank schneller füllt. Zur Behandlung dieses erhöhten Volumenstroms wird zuerst die Beschickungszeit der Reaktoren verlängert, um mehr Volumen pro Reaktor zu nutzen. Im zweiten Schritt wird die Belüftungsdauer von sechs auf vier Stunden verkürzt, um die Zyklen schneller abzuschließen und die Reaktoren dadurch öfter beschicken zu können. Damit wird letztlich verhindert, dass der maximale Füllstand des Puffertanks überschritten wird. Die Ablaufqualität der Pilotanlage in diesem zweiten Schritt mit verkürzter Zykluszeit und hoher Belastung entspricht dabei der Abbauleistung des Verfahrens im Regenwetterfall bei Spitzenlast.



**Abbildung 43: Schematische Darstellung des Beschickungsregimes der Nereda®-Pilotanlage bei durchflussproportionaler Beschickung**

**Veränderung der Zulaufqualität durch interne Prozesswasserrückführung**

Durch die verfahrenstechnische Rückführung der internen Prozesswässer auf dem Klärwerk Stahnsdorf ergaben sich für den Betrieb der Pilotanlage einige Besonderheiten, die bei der Auswertung der Ergebnisse zu beachten sind. Die Einbindung der Pilotanlage in das übergeordnete Verfahrensfliessbild des Klärwerks ist unten dargestellt (Abbildung 44). Sie ergibt sich durch den Aufstellort der Pilotanlage sowie die baulichen Gegebenheiten vor Ort.

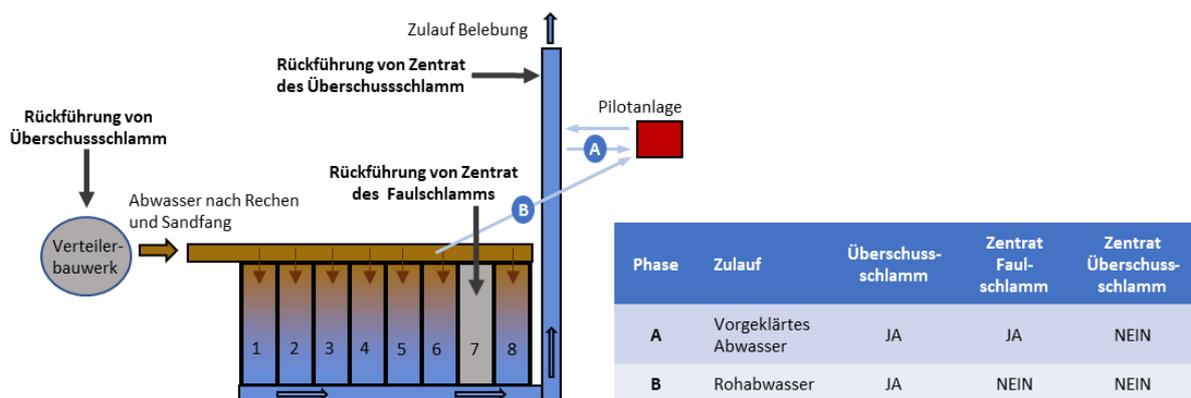


**Abbildung 44: Verfahrensfliessbild des Klärwerks Stahnsdorf inklusive Einbindung der Nereda®-Pilotanlage**

In der Großanlage wird ein Teil des Überschussschlammes (etwa 50 m<sup>3</sup> pro Tag) über das zentrale Verteilerbauwerk rückgeführt und teilweise im Vorklärbecken abgesetzt. Daher ist der Zulauf der Pilotanlage in allen Phasen durch diese Rückführung des Überschussschlammes beeinflusst. Insbesondere besteht die Möglichkeit, dass die Biomasse aus der Abwasserbehandlung kontinuierlich in die Pilotanlage eingetragen wird. Dies ist bei der Auswertung der Versuchsergebnisse zu berücksichtigen.

Zudem wird das hochbelastete Zentrat aus der Faulschlammmentwässerung direkt in eines der Vorklärbecken rückgeführt (Abbildung 45). Damit ist der Abwasserstrom vor der Vorklärung (hier: „Rohabwasser“) nicht durch dieses Zentrat belastet, während der Abwasserstrom nach der Vorklärung durch das Zentrat erhöhte Frachten (vor allem Stickstoff) enthält. Insgesamt weist das vorgeklärte Abwasser ein deutlich kleineres Verhältnis von organischer Substanz (gemessen als CSB) und Stickstoff auf, was für die biologische Stickstoffentfernung von Bedeutung ist (DWA 2016a). Dagegen enthält das Rohabwasser deutlich mehr organische Substanz und geringere Stickstofffrachten, so dass für die biologische Entfernung von Stickstoff und auch Phosphor bessere Bedingungen gegeben sind. Auch diese Besonderheit der Zulaufqualität ist bei der Bewertung der Versuchsergebnisse zu berücksichtigen.

Die Rückführung des Zentrats aus der Eindickung von Überschussschlamm erfolgt erst hinter der Pilotanlage, so dass dieser Teilstrom den Versuchsbetrieb nicht beeinflusste. Eine Übersicht über die beiden Betriebsweisen, die jeweiligen Prozesswässer und ihren Einfluss zeigt die Unterschiede zwischen den Versuchsphasen in der Zulaufqualität (Abbildung 45).



**Abbildung 45: Schematische Darstellung der beiden Betriebsweisen mit vorgeklärtem und Rohabwasser und die Einleitorte der verschiedenen internen Prozesswässer**

#### 4.2.4 Probenahme und Analytik

Zur Überwachung der Leistung der Pilotanlage konnten an verschiedenen Stellen Proben genommen werden (Abbildung 46). Zulauf- und Ablaufqualität der Anlage wurden in den jeweiligen Puffertanks gemessen, während die Qualität der Biomasse im Reaktor (in 2m Höhe) bzw. im Speichertank des Überschussschlammes gemessen wurde.

Die Probe für Zulauf- und Ablaufqualität wurde über zeitgesteuerte Probenehmer während der Reaktorbeschickung gesammelt. Dabei wurden gleiche Probenvolumina in jedem Zyklus genommen und über den Tag zu einer Mischprobe vereint, die damit einer 24h-Mischprobe im kontinuierlichen Verfahren vergleichbar ist (Fischbacher 2019). Ab Juni 2019 wurde die Ablaufqualität neben der Mischprobe zur realistischen Nachbildung der behördlichen Überwachung auch zu ausgewählten Zeitpunkten in Stichproben genommen, die somit die Ablaufqualität eines spezifischen Zyklus abbilden.

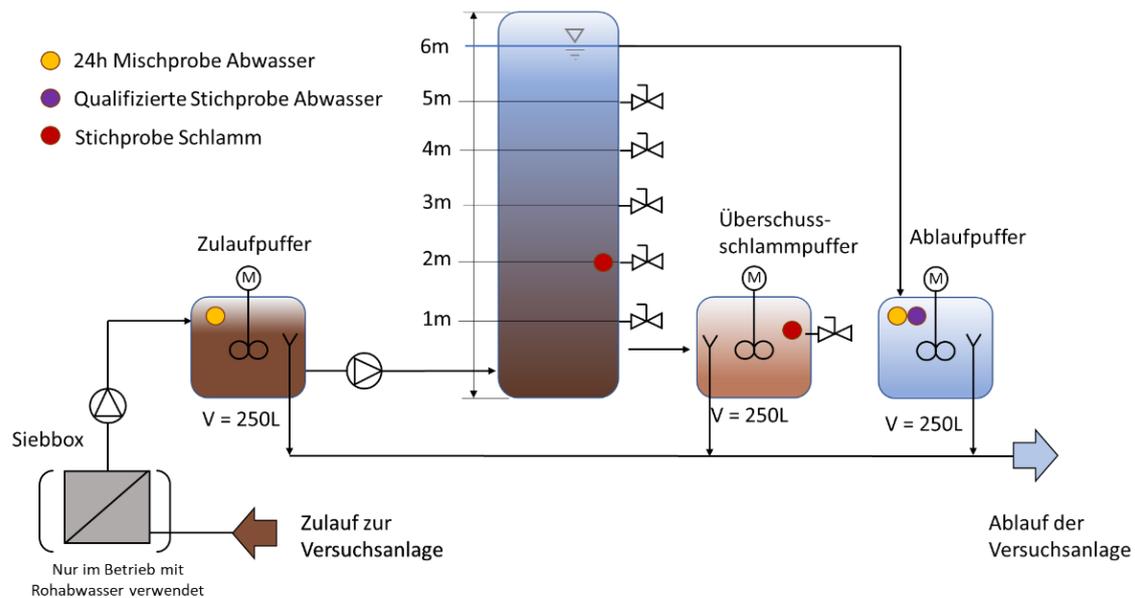


Abbildung 46: Schematische Übersicht der Probenahmestellen in der Nereda®-Pilotanlage

In Zulauf und Ablauf der Pilotanlage wurden alle relevanten Parameter zwei- bis dreimal die Woche gemessen. Die Messungen umfassten organische Substanz als CSB und Summe der organischen Säuren sowie alle relevanten Stickstoff- und Phosphorspezies (Tabelle 12). Im Reaktor wurde dazu zweimal die Woche die Biomassekonzentration als Trockensubstanz (TS) sowie das Schlammvolumen nach 5 und 30 Minuten als Maß für die Absetzbarkeit der Biomasse gemessen. Zusätzlich wurde einmal die Woche die Korngrößenverteilung der Biomasse ermittelt, um den Anteil an granulierter Biomasse (Durchmesser > 0,2 mm) zu bestimmen. Im Speichertank für den Überschussschlamm wurde regelmäßig ebenfalls die Feststoffkonzentration als TS gemessen.

Tabelle 12: Übersicht gemessene Parameter mit Frequenz und Probenahmestelle

Probenahmestelle	Gemessene Parameter (Laboranalytik)	Anzahl der Messungen pro Woche
Zulauf-Puffertank	CSB, CSB <sub>fil</sub> , Gesamt-P, PO <sub>4</sub> -P, Gesamt-N, NH <sub>4</sub> -N, NO <sub>3</sub> -N, NO <sub>2</sub> -N, organische Säuren	2-3
Ablauf-Puffertank	CSB, CSB <sub>fil</sub> , Gesamt-P, PO <sub>4</sub> -P, Gesamt-N, NH <sub>4</sub> -N, NO <sub>3</sub> -N, NO <sub>2</sub> -N, organische Säuren	2-3
Reaktor in 2m Höhe	TS, SV <sub>5</sub> , SV <sub>30</sub> ,	2
	Korngrößenverteilung der Granulen	1
Puffertank für Überschussschlamm	TS	2

Die Laboranalytik der Proben wurde für alle Parameter vor Ort durchgeführt.

**Bestimmung der Standardabwasserparameter:** Die Standardparameter (CSB, Gesamt-P, PO<sub>4</sub>-P, Gesamt-N, NH<sub>4</sub>-N, NO<sub>3</sub>-N, NO<sub>2</sub>-N, organische Säuren) wurden photometrisch im Zu- und Ablauf mit Küvettentests von Hach-Lange (Photometer: DR 2800 von Hach Lange) bestimmt. Eine Filtration der Proben über 0,45 µm (PES, Sartorius) erfolgte vor der Messung der gelösten Parameter (CSB<sub>fil</sub>, NH<sub>4</sub>-N, NO<sub>3</sub>-N, NO<sub>2</sub>-N, PO<sub>4</sub>-P) sowie der organischen Säuren. Der Aufschluss der Proben bei 170°C für die Parameter CSB, Gesamt-N und Gesamt-P wurde mit einem Hochtemperaturthermostaten (HT200S, Hach-Lange) durchgeführt.

**Bestimmung des Schlammvolumens (SV):** Das Schlammvolumen wurde durch 5-minütige bzw. 30-minütige Sedimentation in einem 1L Messzylinder bestimmt. Laut DWA Empfehlung sollte das abgesetzte Volumen 250 mL nicht überschreiten. Die Proben wurden, falls nötig, mit Trinkwasser verdünnt, da der Ablauf der Pilotanlage teilweise zu viele Feststoffe enthielt.

**Bestimmung des Trockenrückstands (TR):** Der Trockenrückstand im Schlamm wurde durch Trocknung der Probe bei 105°C bis zur Gewichtskonstanz bestimmt (MA35 Sartorius Trockenwaage oder Trockenschrank).

**Bestimmung des Trockensubstanzgehaltes (TS):** Der Trockensubstanzgehalt wurde aus der homogenisierten filtrierten Probe durch Trocknung bei 105°C bis zur Gewichtskonstanz ermittelt (MA35 Sartorius Trockenwaage oder Trockenschrank). Dabei wurden die Abwasserproben über 0,45µm filtriert (PES, Sartorius), während die Schlammproben aufgrund der hohen Partikelzahl über 1,6mm Membranfilter (Glasfaser, Macherey-Nagel) filtriert wurden (Fischbacher 2019).

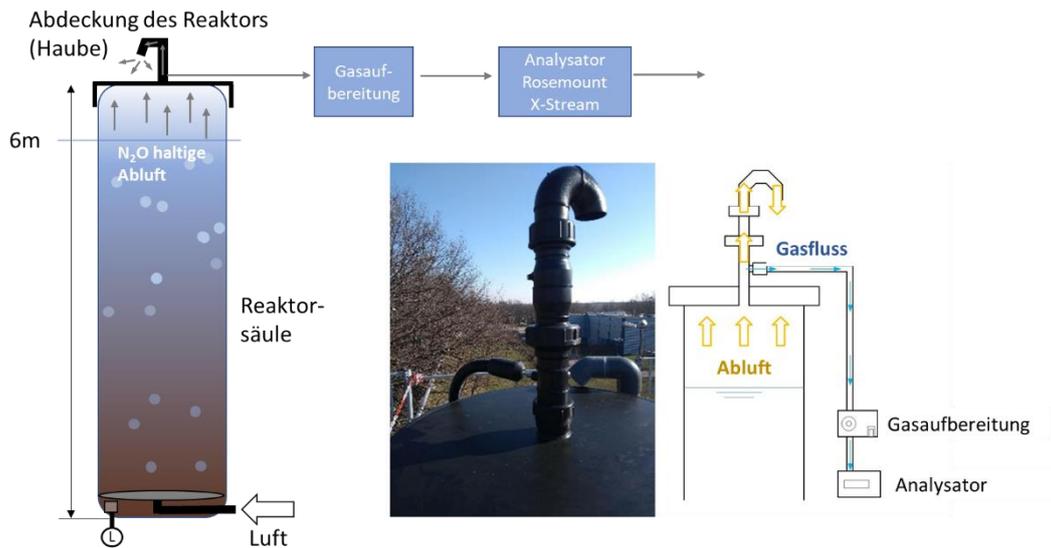
**Bestimmung der Korngrößenverteilung der Biomasse:** Zur Bestimmung der Korngrößenverteilung wurde 1L Belebtschlamm aus dem Reaktor in 2m Höhe entnommen und über einen Turm verschiedener Siebe mit Lochgrößen von 1,4/1,0/0,6/0,4/0,2 mm geschüttet. Dann wurde der Siebturm vorsichtig mit Wasser gespült, so dass die Fraktionen auf den entsprechenden Sieben zurückbleiben (Abbildung 47). Die Siebe wurden dann einzeln mit destilliertem Wasser in Aluschalen rückgespült und von diesen der TR bestimmt. Parallel erfolgte eine Bestimmung des Gesamt-TR der Schlammprobe, um so die relativen Anteile der Fraktionen an der gesamten Biomasse im Reaktor zu bestimmen.



**Abbildung 47: Siebturm zur Bestimmung der Korngrößenverteilung (Quelle: Schulungsvideo RHDHV)**

#### 4.2.5 Aufbau der Lachgasmessung

Der Gasstrom für die kontinuierliche Lachgasmessung wurde an der Spitze des Reaktors entnommen. Dazu wurde die obere Öffnung des Säulenreaktors mit einer speziell angefertigten Haube verschlossen, auf der ein U-förmiges Kunststoffrohr („Schwanenhals“) mit 60 mm Durchmesser als Luftauslass diente (Abbildung 48). Um die Vermischung der Abluft des Reaktors mit Umgebungsluft zu verhindern, wurde ein Rückschlagventil eingebaut. Der Gasstrom für die Messung wurde aus dem Schwanenhals über eine Kupplung (6mm, Festo) entnommen und in einem beheizten Messgasschlauch mit einer Geschwindigkeit von 1 L/min in die Gasaufbereitung (Rosemount™ RAE-S, Emerson) gesaugt. Die Analyse der Ablauf auf die Parameter N<sub>2</sub>O, NO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> und O<sub>2</sub> wurde dann mit einem Gasanalysator (Rosemount™ X-Stream XE, Emerson) durchgeführt. Das Totvolumen des Aufbaus wurde bei allen folgenden Berechnungen berücksichtigt (Wenzel 2019).



**Abbildung 48: Schematische Darstellung des Aufbaus der Lachgasmessung (links) und des Gasflusses (rechts) mit Foto der Reaktorsäule mit Haube (Mitte)**

Zur Ermittlung des Abluftvolumenstroms wurde zunächst die Belüfterkennlinie ausgewertet und damit der Abluftvolumenstrom aus dem Belüfterbetrieb je nach Belüfteransteuerung abgeschätzt. Messungen mit einem Trommelgaszähler (Ritter) ergaben jedoch eine starke Abweichung der gemessenen von der berechneten Luftmenge bei Nutzung der Belüfterkennlinie. Daher wurden die Luftvolumenmessungen mit verschiedenen Ansätzen wiederholt, u.a. mit einem Anemometer oder Magnet-Flügelrad (AN-10, Voltcraft) im Messbereich 0,3-30 m/s. Dabei ergab sich ein realer Abluftstrom von nur 58% des Kennlinienwerts, so dass dieser für die weitere Berechnung der Emissionsfaktoren genutzt wurde (Wenzel 2019). Die Messungenauigkeit bei der Bestimmung des Abluftvolumenstroms ist bei der Bewertung der Lachgasmessungen und Emissionsfaktoren zu berücksichtigen.

#### 4.2.6 Kalibrierung und Auswertung der Lachgasmessung

Der Gasanalysator ermittelt über fünf Messkanäle verschiedene Gasbestandteile über Infrarot-Absorption bzw. Voltmetrie in definierten Messbereichen (Tabelle 13). Dazu wurden die Sensoren einmal pro Woche über eine Zweipunktkalibrierung mit Kalibriegasen nach Herstellerangaben gewartet. Ebenso wurden regelmäßig manuell die Verbindungen des Gassystems überprüft.

**Tabelle 13: Spezifikationen der Sensoren des Gasanalysators (Wenzel 2019)**

Gas	Messprinzip	Eingestellter Messbereich	Kalibriergas Nullpunkt	Kalibriergas Messbereich	Messfehler
N <sub>2</sub> O	IR Absorption	0 - 2000 ppm	N <sub>2</sub> (100 %)	Gemisch (1020 ppm N <sub>2</sub> O)	< 1 %
NO	IR Absorption	0 - 150 ppm	N <sub>2</sub> (100 %)	NO (150 ppm NO)	< 1 %
CO <sub>2</sub>	IR Absorption	0 - 10%	N <sub>2</sub> (100 %)	Gemisch (5.0 % CO <sub>2</sub> )	< 1 %
CH <sub>4</sub>	IR Absorption	0 - 5%	N <sub>2</sub> (100 %)	Gemisch (503 ppm CH <sub>4</sub> )	< 1 %
O <sub>2</sub>	Zyklische Voltammetrie	0 - 25%	N <sub>2</sub> (100 %)	Gemisch (20.9 % O <sub>2</sub> )	< 1 %

Die Bestimmung der Leckrate wurde in monatlichen Abständen entsprechend der Herstellerempfehlung durchgeführt:

- 1) Nullpunkt-Kalibrierung des O<sub>2</sub>-Sensors
- 2) Spülung des Systems mit N<sub>2</sub>
- 3) Erhöhung der Pumpleistung der Gasaufbereitung auf 2 L min<sup>-1</sup>
- 4) Beobachtung des Anstiegs der Sauerstoffkonzentration

Die Leckrate ist definiert als das Verhältnis zwischen im System gemessener Sauerstoffkonzentration und der Sauerstoffkonzentration in der Umgebungsluft. Die maximale ermittelte Leckrate während der gesamten Versuchszeit betrug 1,6%.

### **Auswertung der Lachgasmessung**

Die Datenbearbeitung und Auswertung erfolgte automatisiert nach einem festgelegten Auswertungsschema mit der Software RStudio (RStudio Inc.). Dazu wurden die gespeicherten Daten per USB-Schnittstelle am Gasanalysator ausgelesen und mit den Daten der Pilotanlage sowie den Auswertungsdaten des Anbieters RHDHV („Key Process Information“ oder KPI) zusammengeführt. Im Einzelnen wurden dabei folgende Schritte zur Bearbeitung und Auswertung der Daten vorgenommen (Abbildung 49):

- (1) **Importieren und Bereinigen:** Die Rohdaten des Gasanalysators, der Pilotanlage und die Prozessdaten des Anbieters (KPIs) werden aus den verschiedenen Quellen/Formaten importiert und dabei Zeitschritte und Formatierung angeglichen. Zudem werden zusätzliche Metadaten hinzugefügt.
- (2) **Zusammenführen und Verarbeiten:** Nur während der Zyklusphasen mit dauerhafter Belüftung wird ausreichend Abluft für die korrekte Bestimmung der Emissionsfaktoren emittiert. Daher müssen diese Zeiträume aus den Daten über geeignete Algorithmen herausgefiltert werden. Zudem werden die Daten der Zu- und Ablaufqualität zum Reaktor hinzugefügt, um die mit dem Abwasser zu- und abgeführte Stickstofffracht zu berechnen.
- (3) **Integrieren und Zusammenfassen:** Die Daten werden pro Zyklus zusammengefasst und die jeweiligen Emissionsraten [kg N<sub>2</sub>O/h] als Produkt aus Gaskonzentration [ppm N<sub>2</sub>O] und Gasvolumen [m<sup>3</sup>/h] berechnet. Die zugeführte Stickstofffracht zum Reaktor wird aus der online gemessenen Ammoniumfracht über einen konstanten Korrelationsfaktor (Gesamt-N\*0,8 = NH<sub>4</sub>-N) bestimmt. Eine Integration der N<sub>2</sub>O-Emissionsraten über die Zyklusdauer und der Bezug auf die zugeführte Stickstofffracht pro Zyklus [kg N<sub>Zulauf</sub>] ergibt damit den N<sub>2</sub>O-N Emissionsfaktor [kg N<sub>2</sub>O-N/kg N<sub>Zulauf</sub>] (Wenzel 2019). Über die Zyklen pro Tag, Woche und Monat werden dann Mittelwerte der Emissionsfaktoren für diese Zeiträume gebildet.
- (4) **Analysieren und Bewerten:** Es werden sowohl die Prozessdaten der Pilotanlage als auch die Emissionscharakteristika sowie die berechneten Emissionsraten und -faktoren dargestellt. Anschließend werden diese Emissionsfaktoren mit den Prozessdaten in Zusammenhang gebracht (z.B. Lachgasemissionen in Abhängigkeit von der Abwassertemperatur)

Nähere Einzelheiten zur Auswertung der Lachgasmessungen finden sich auch in den zugehörigen Publikationen (Pan 2020; Wenzel 2019).

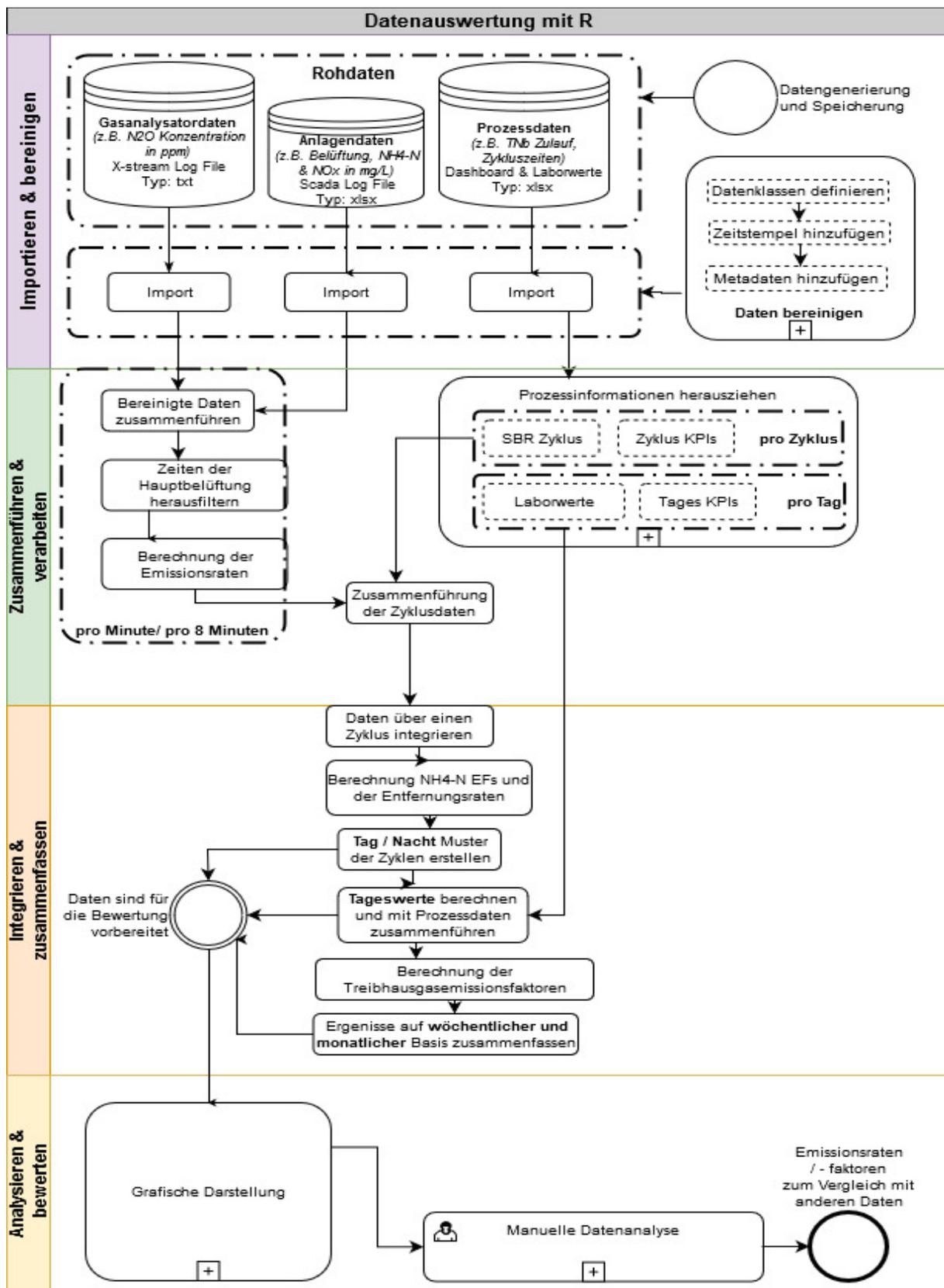


Abbildung 49: Ablauf der Datenauswertung für Lachgasmessungen mit der Software R Studio (Wenzel 2019)

## 4.3 Ergebnisse des Pilotbetriebs

### 4.3.1 Zulauf der Pilotanlage: Beschickung, Zulaufkonzentration und Schlammbelastung

Die Zulaufqualität zur Pilotanlage schwankte in allen drei Versuchsphasen über einen relativ weiten Bereich. Das Klärwerk Stahnsdorf wird variabel aus verschiedenen Pumpwerken und Stadtgebieten beschickt, zudem sind dort auch Bereiche mit Mischkanalisation und damit Regenwettereinfluss angeschlossen. Das führt zu größeren Schwankungsbreiten in der Konzentration partikulärer und gelöster Stoffe im Rohzulauf des Klärwerks und damit auch in der Pilotanlage (Tabelle 14).

Die volumetrische Beschickung der Pilotanlage wurde in Phase 1 bei kontinuierlicher Beschickung in einem relativ weiten Bereich gezielt variiert, um die Leistung des Verfahrens unter verschiedenen Belastungszuständen zu untersuchen. Damit ergab sich eine Austauschrate (Anteil des Zulaufvolumens am gesamten Reaktorvolumen) pro Zyklus von 28% im Mittel. Verbunden mit der schwankenden Zulaufqualität zur Kläranlage ergaben sich daher größere Bereiche der spezifischen Schlammbelastung mit CSB und Nährstoffen (Tabelle 14). So schwankte die Schlammbelastung in Phase 1 für CSB zwischen 0,05 und 0,94 g CSB pro kg TS und Tag, für Gesamt-N zwischen 0,006 und 0,065 g TN pro kg TS und Tag. Dabei bezieht sich die Zeitangabe jeweils nur auf die Behandlungszeit im Verfahren, die Befüllzeit ist hier abgezogen.

Für die Phase 2 und 3 mit durchflussproportionalem Betrieb wurde das Beschickungsvolumen pro Zyklus relativ konstant gehalten, um die Leistung des Verfahrens unter realistischen Bedingungen hinsichtlich der Schlammbelastung zu untersuchen. Die Austauschrate lag hier im Mittel bei etwa 18%. Es ergeben sich mittlere Schlammbelastungen von etwa 0,15 g CSB, 0,023 g Gesamt-N und 0,004 g Gesamt-P pro kg TS und Tag für die Phasen mit durchflussproportionaler Beschickung (Tabelle 14).

Eine wichtige Größe für die biologische Entfernung von Stickstoff ist das Verhältnis der Zulaufkonzentration an organischen Stoffen (CSB) zur Stickstoffkonzentration („CSB/N-Verhältnis“). Für eine Umsetzung des Stickstoffs in der Denitrifikation werden etwa 4-5 g CSB pro g N benötigt (DWA 2016a). Niedrige CSB-Verhältnisse können somit auf eine mögliche Limitierung der Denitrifikation hinweisen. Das CSB/N-Verhältnis betrug im vorgeklärten Abwasser betrug im Mittel 6,2 bis 6,5, im Rohabwasser 7,4 (Abbildung 50). Das deutet bereits auf eine höhere Verfügbarkeit von CSB für die Denitrifikation im Rohabwasser hin. Dabei spielt sowohl die überproportionale Abscheidung von partikulär vorliegendem CSB in der Vorklärung eine Rolle, aber auch die Rückführung von stickstoffhaltigem Faulschlammzentrat ins vorgeklärte Abwasser (vgl. Abbildung 45).

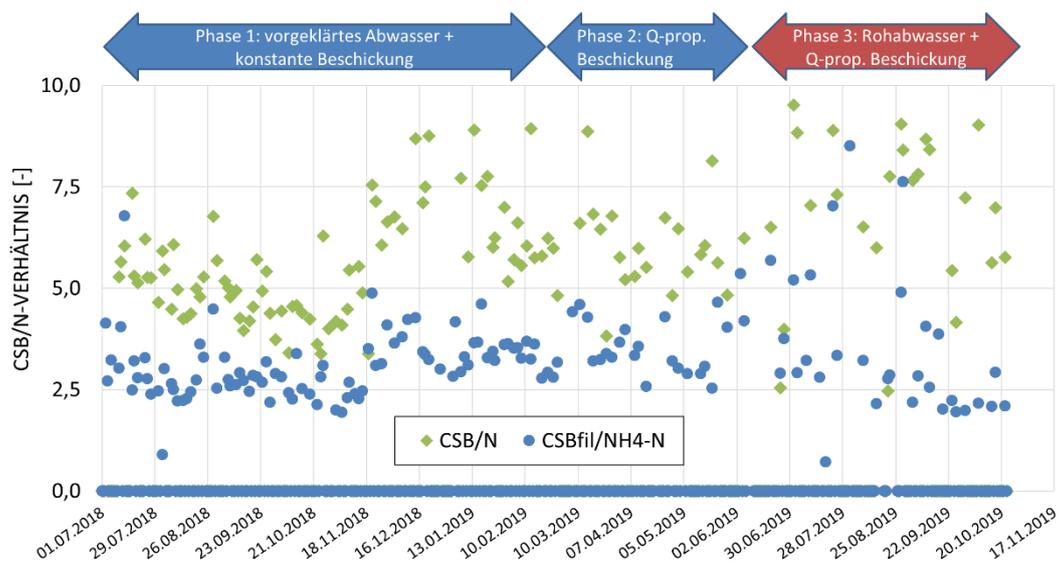


Abbildung 50: CSB/N-Verhältnis im Zulauf der Pilotanlage

Tabelle 14: Beschickungsvolumen, Zulaufqualität und berechnete Schlammbelastung der Pilotanlage (Mittelwerte aller Messwerte, Min-Max in Klammern)

Parameter	Einheit	Phase 1: vorgeklärtes Abwasser	Phase 2: vorgeklärtes Abwasser	Phase 3: Rohabwasser
<b>Beschickung</b>		Kontinuierlich	Durchflussproportional	
<b>Volumen</b>	m <sup>3</sup> /d	1,81 (0,12-3,73)	1,26 (0,10-2,26)	1,23 (0,09-2,09)
<b>Austauschrate<sup>#</sup></b>	%	28 (3-39)	18 (5-29)	18 (4-29)
<b>Zulaufqualität</b>				
<b>AFS</b>	mg/L	221 (68-1085)	187 (61-630)	228 (57-480)
<b>CSB</b>	mg/L	534 (295-2215)	576 (321-1369)	633 (335-1038)
<b>CSB filtriert</b>	mg/L	204 (121-335)	247 (184-394)	211 (41-466)
<b>VFA</b>	mg/L	86 (37-203)	135 (117-172)	99 (48-210)
<b>Gesamt-N</b>	mg/L	85 (13-140)	89 (68-137)	92 (68-167)
<b>NH<sub>4</sub>-N</b>	mg/L	67 (39-136)	70 (52-78)	63 (45-133)
<b>Gesamt-P</b>	mg/L	14 (9-23)	15 (10-21)	16 (10-20)
<b>PO<sub>4</sub>-P</b>	mg/L	11 (5-16)	12 (5-17)	11 (4-16)
<b>Kohlenstoffverfügbarkeit</b>				
<b>CSB/N</b>	-	6,2 (3,4-19,4)	6,5 (3,8-12,4)	7,4 (2,5-11,7)
<b>CSB<sub>fil</sub>/NH<sub>4</sub>-N</b>	-	3,1 (0,9-6,8)	3,6 (2,5-5,4)	3,5 (0,7-8,5)
<b>Schlammbelastung*</b>				
<b>CSB</b>	g/(kg TS*d)	0,2 (0,05-0,94)	0,15 (0,07-0,29)	0,15 (0,06-0,25)
<b>Gesamt-N</b>	g/(kg TS*d)	0,03 (0,006-0,065)	0,023 (0,014-0,044)	0,022 (0,012-0,059)
<b>NH<sub>4</sub>-N</b>	g/(kg TS*d)	0,024 (0,01-0,04)	0,018 (0,009-0,026)	0,015 (0,008-0,043)
<b>Gesamt-P</b>	g/(kg TS*d)	0,005 (0,002-0,009)	0,004 (0,002-0,006)	0,003 (0,002-0,005)

<sup>#</sup> Austausch an Reaktorvolumen pro Zyklus durch Zulaufvolumen

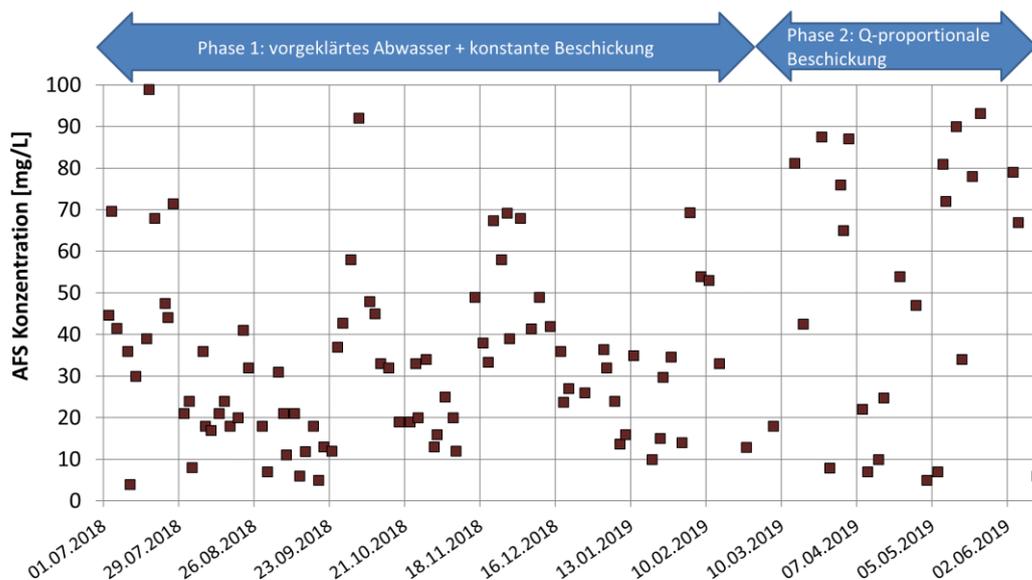
\* Die Zeitangabe bezieht sich nur auf den Behandlungszyklus (Befüllzeit ist abgezogen)

#### 4.3.2 Betrieb der Pilotanlage mit vorgeklärtem Abwasser

Die Betriebsergebnisse der Pilotanlage mit vorgeklärtem Abwasser umfassen die Einfahrphase mit konstanter Beschickung (Phase 1, Zeitraum: 01.07.2018-20.02.2019) sowie die Versuchsphase mit durchflussproportionaler Beschickung (Phase 2, Zeitraum: 21.02.-10.06.2019).

##### **Stabilität des Prozesses und der Reinigungsleistung**

In der Einfahrphase mit konstanter Beschickung war der Ablaufwert an abfiltrierbaren Stoffen (AFS) meist deutlich über dem vorgegebenen Zielwert von 10 mg/L AFS (Abbildung 51). Nur einzelne Messwerte für AFS unterschreiten den Zielwert, der Großteil der Messungen liegt im Bereich 20-50 mg/L AFS, Spitzenwerte erreichen sogar 70-100 mg/L AFS. Dies deutet auf einen kontinuierlichen Austrag von Biomasse aus dem System hin, der als Feststoff im Ablauf messbar wird. Tendenziell gab es immer wieder Zeiträume mit niedrigerem Feststoffaustrag (z.B. im September 2019) und AFS-Werten von unter 20 mg/L, daneben aber auch Zeiträume mit hohem Feststoffaustrag (z.B. Anfang Oktober 2019). Dieses Verhalten der Pilotanlage war auch in der Phase 2 mit durchflussproportionaler Beschickung und damit höheren Lastschwankungen sichtbar (Abbildung 51). In der Tendenz liegen die AFS-Ablaufwerte in der zweiten Phase sogar höher als bei kontinuierlicher Beschickung der Anlage. Mögliche Gründe für diesen erhöhten Austrag von Feststoffen aus der Pilotanlage werden weiter unten diskutiert (Kapitel 4.3.4).



**Abbildung 51: Konzentration an abfiltrierbaren Stoffen (AFS) im Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit vorgeklärtem Abwasser**

Durch den relativ hohen Feststoffaustrag wurden auch alle Parameter mit partikulärem Anteil (CSB, Gesamt-N, Gesamt-P) negativ beeinflusst, da die ausgetragene Biomasse auch organischen Anteil enthält. Beim Rückhalt organischer Stoffe ist zu erkennen, dass der gelöste CSB während der gesamten Versuchsphase zuverlässig entfernt wurde (Abbildung 52). Bis auf wenige Spitzenwerte lag der Ablaufwert für CSB<sub>fil</sub> bei unter 50 mg/L. Beim gesamten CSB macht sich der Feststoffaustrag deutlich bemerkbar: die Ablaufwerte für CSB schwanken zwischen 50 und 125 mg/L mit Spitzen bis 200 mg/L. Während in den Phasen mit wenig Feststoffaustrag der Unterschied von CSB zu CSB<sub>fil</sub> nur gering ausfällt, führt ein erhöhter Feststoffaustrag (z.B. Anfang Dezember 2019) gleichzeitig zu einem hohen CSB-Ablaufwert.

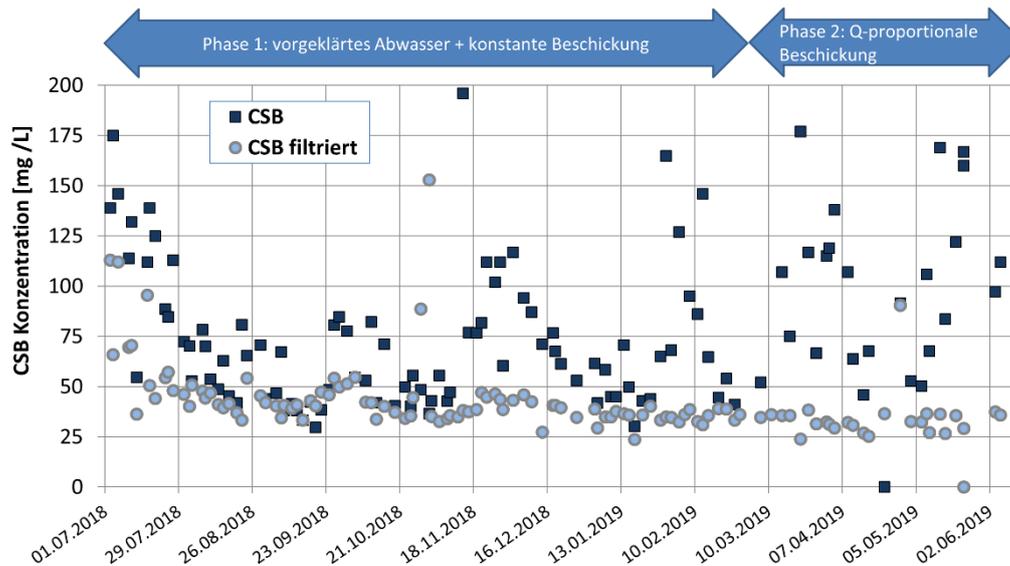


Abbildung 52: CSB Konzentration im Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit Vorklärung

Die biologische Entfernung von Stickstoff über Nitrifikation und Denitrifikation wird in der Pilotanlage über Phasen mit und ohne Belüftung erreicht. Die Nitrifikation war über den gesamten Versuchszeitraum stabil und vollständig und führte zu Ablaufwerten von  $< 1 \text{ mg/L NH}_4\text{-N}$  (Abbildung 53). Vereinzelt Spitzenwerte sind u.a. auf Störungen in der Belüftungssteuerung zurückzuführen, auch konnte der Prozess bei auftretenden Spitzenlastfällen durch die eingeschränkte Möglichkeit der Prozesssteuerung vor Ort nicht optimal eingestellt werden. Insgesamt wurde temperaturunabhängig der Zielwert von  $5 \text{ mg/L NH}_4\text{-N}$  sicher eingehalten.

Eine anfängliche Akkumulation von Nitrit im Verfahren war bedingt durch nicht ausreichende Belüftung, dies konnte jedoch durch eine Verlängerung der Belüftungsphasen innerhalb von wenigen Tagen behoben werden. Eine weitere kurzzeitige Nitritakkumulation ergab sich im Dezember 2018 nach der versuchsweisen Reduktion des Sauerstoffsollwerts während der Belüftung, der aus diesem Grund wieder auf den Ausgangswert korrigiert wurde. Ansonsten lag der Gehalt an  $\text{NO}_2\text{-N}$  konstant unter  $0,5 \text{ mg/L}$  und zeigt damit eine stabile Nitrifikation an.

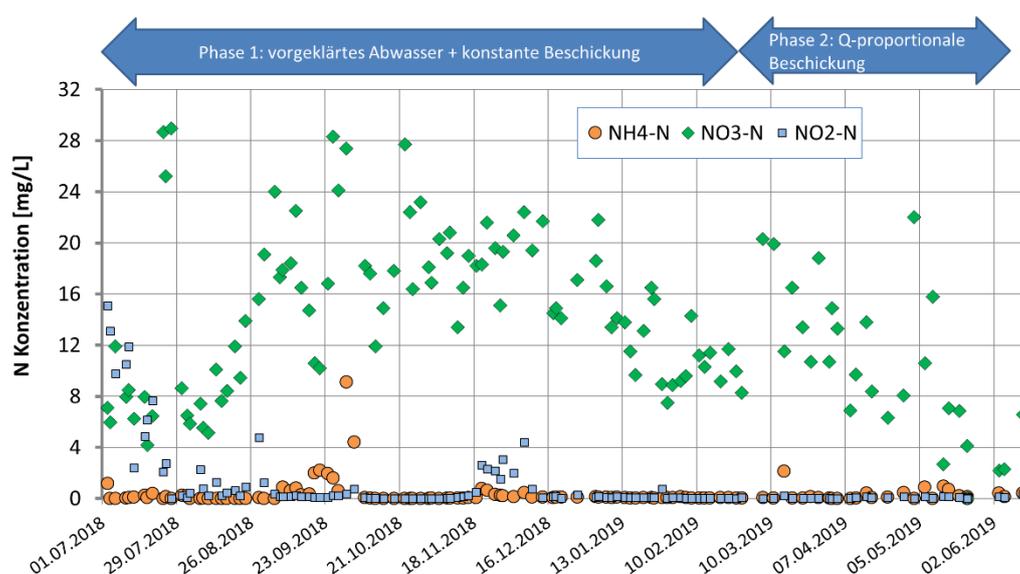
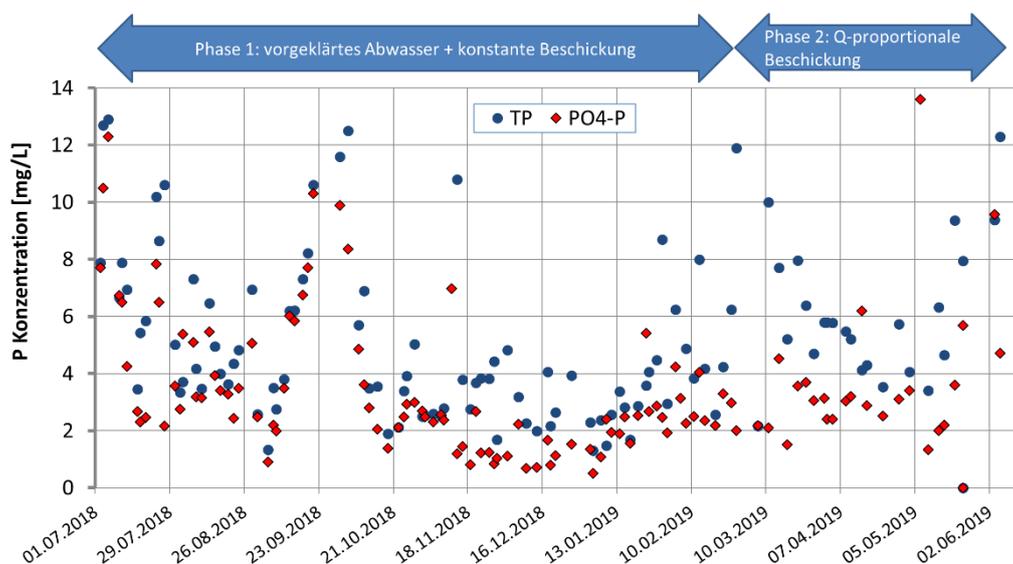


Abbildung 53: Konzentration der Stickstofffraktionen im Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit Vorklärung

Die Denitrifikation zeigte wechselnde Leistung, was an der periodisch schwankenden  $\text{NO}_3\text{-N}$ -Konzentration im Ablauf zu erkennen ist (Abbildung 53). Während in optimalen Phasen der Nitratwert bei  $<12 \text{ mg/L NO}_3\text{-N}$  lag und damit eine gute Denitrifikation erreicht wurde, schwankten die Ablaufwerte sonst zwischen 12 und 28  $\text{mg/L NO}_3\text{-N}$ . Hier kann das relativ ungünstige Verhältnis von CSB/N im Zulauf der Pilotanlage eine Rolle spielen (vgl. Abbildung 50): in der Vorklärung wird ein Teil des CSB abgeschieden, während die Rückführung des Zentrats aus der Faulschlammwässerung (vgl. Abbildung 45) eine erhöhte Fracht an Stickstoff einträgt. Daher liegt für eine vollständige Denitrifikation unter Umständen nicht genug gelöster CSB vor, so dass die Denitrifikation nur unvollständig stattfindet. Für eine verlangsamte Denitrifikation durch endogene Schlammattung ist im Prozesszyklus nicht genügend Zeit vorhanden. In der Phase 2 mit durchflussproportionaler Beschickung war die Denitrifikation tendenziell besser als in der Einfahrphase, was auch auf eine optimierte Prozesssteuerung mit längeren Denitrifikationszeiten zurückzuführen ist. Zum Ende der Phase 2 im Juni 2019 wurden dann  $\text{NO}_3\text{-N}$ -Ablaufwerte von  $<8 \text{ mg/L}$  erreicht.

Die biologische Phosphorentfernung im Verfahren zeigte ebenfalls erhebliche Schwankungen im Betrieb mit vorgeklärtem Abwasser (Abbildung 54). Der Parameter  $\text{PO}_4\text{-P}$  als Maß für die biologische P-Elimination schwankte meist zwischen 1 und 6  $\text{mg/L}$ , mit periodischen Anstiegen bis 10  $\text{mg/L PO}_4\text{-P}$ . Zwischenzeitlich konnte die biologische P-Entfernung durch Optimierung des Zyklus mit einer längeren anaeroben Phase verbessert werden (Dez 2018-Feb 2019). Durch die Umstellung auf durchflussproportionale Beschickung in Phase 2 wurde die biologische P-Entfernung wieder schlechter. Eine mögliche Dosierung von eisenhaltigen Fällmitteln in den Reaktor zur Verbesserung der P-Entfernung wurde nach Rücksprache mit den Anbietern nicht getestet. Insgesamt scheint auch die biologische Phosphorentfernung im Verfahren durch die Verfügbarkeit von leicht abbaubarer organischer Substanz limitiert zu sein.

Beim Parameter Gesamt-P zeigt sich erneut der Einfluss des Feststoffaustrags: bei erhöhtem Austrag von Biomasse erhöht sich auch der Ablaufwert für Gesamt-P deutlich. Damit konnte der Zielwert für diesen Parameter während der Phasen 1 und 2 nicht erreicht werden.



**Abbildung 54: Phosphorkonzentration im Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit Vorklärung**

Insgesamt deutet die eingeschränkte Leistung bei Denitrifikation und biologischer P-Entfernung auf eine Limitierung dieser Vorgänge durch den Mangel an gelöster organischer Substanz (CSB) hin. Veränderungen in der Prozesssteuerung zugunsten eines der Prozesse (z.B. verlängerte anoxische

Phase für Denitrifikation bzw. verlängerte anaerobe Phase für biologische P-Entfernung) führten gleichzeitig zu einer schlechteren Leistung des jeweils anderen Prozesses. Damit scheint das vorgeklärte Abwasser Bedingungen auszuweisen, die eine vollständige Denitrifikation mit gleichzeitiger weitgehender biologischer P-Entfernung deutlich erschweren.

Allgemein verursachte der Wechsel von kontinuierlicher zu durchflussproportionaler Beschickung keine Schwierigkeiten aus prozesstechnischer Sicht. Durch die eingeschränkte Regelungsmöglichkeit der Pilotanlage vor Ort konnte die Prozesssteuerung nicht optimal auf die auftretenden Spitzenlastfälle angepasst werden. Daher ist die Leistung der Anlage unter Spitzenlast hier nur eingeschränkt zu beurteilen.

### Statistische Auswertung der Zu- und Ablaufqualität bei durchflussproportionaler Beschickung

Die statistische Auswertung der Zulauf- und Ablaufqualität bezieht sich nur auf die Ergebnisse im durchflussproportionalen Betrieb (21.02.-10.06.2019), da hier die Pilotanlage unter realen Bedingungen mit den entsprechenden Lastschwankungen betrieben wurde. Die Ergebnisse in der Einfahrphase mit kontinuierlicher Beschickung sind in der Auswertung nicht enthalten.

In der statistischen Auswertung werden die starken Schwankungen in der Ablaufqualität durch häufigen Feststoffaustrag deutlich (Abbildung 55). Die Entfernung von AFS liegt im Mittel bei 57%. Die mittlere AFS-Konzentration im Ablauf beträgt in dieser Versuchsphase 82 mg/L und liegt damit deutlich über dem Zielwert von 10 mg/L. Wie bereits oben diskutiert, sind alle Parameter mit partikulärem Anteil (CSB, Gesamt-N, Gesamt-P) durch diesen erhöhten Feststoffaustrag negativ beeinflusst.

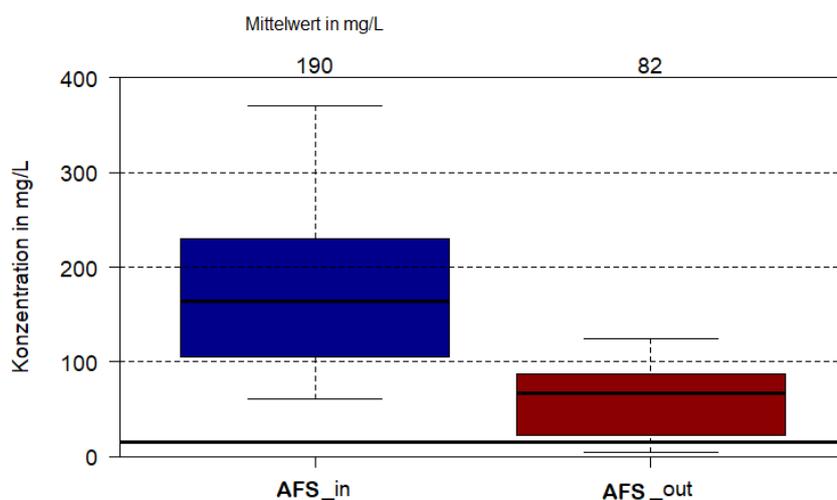


Abbildung 55: Verteilung der Konzentration an abfiltrierbaren Stoffen im Zulauf und Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit vorgeklärtem Abwasser und durchflussproportionaler Beschickung (Boxplots zeigen 25%il, Median, 75%il, und 1,5x Interquartilsabstand als Antennen, Zielwert: 10 mg/L als schwarze Linie)

Für den CSB ergibt sich ein mittlerer Zulaufwert von 554 mg/L für Gesamt-CSB und 237 mg/L für den filtrierte CSB (Abbildung 56). Der mittleren Ablaufwerte für Gesamt-CSB beträgt 237 mg/L, hier zeigt sich die starke Beeinflussung durch den Feststoffaustrag. Der filtrierte CSB liegt im Mittel bei 35 mg/L. Es ist davon auszugehen, dass bei niedrigem Feststoffaustrag ( $AFS < 10$  mg/L) der CSB-Zielwert im Ablauf von 68 mg/L sicher eingehalten werden kann. Insgesamt beträgt die mittlere Entfernung 57% für Gesamt-CSB und 85% für den filtrierte CSB. Auch in der Summenkurve aller Ablaufwerte zeigt sich die starke Schwankung für den Gesamt-CSB: nur 40% aller Messwerte liegen unterhalb des Zielwerts von 68 mg/L (Abbildung 57). Damit ist dieser Zielwert nicht zuverlässig erreicht, was vor allem am hohen Feststoffaustrag liegt.

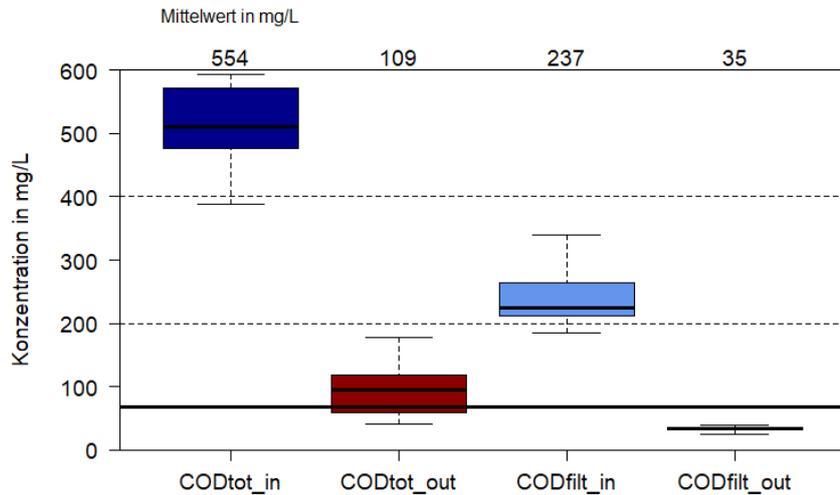


Abbildung 56: Verteilung der CSB-Konzentration (gesamt und gelöst) im Zulauf und Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit vorgeklärtem Abwasser und durchflussproportionaler Beschickung (Zielwert CSB = 68 mg/L als schwarze Linie)

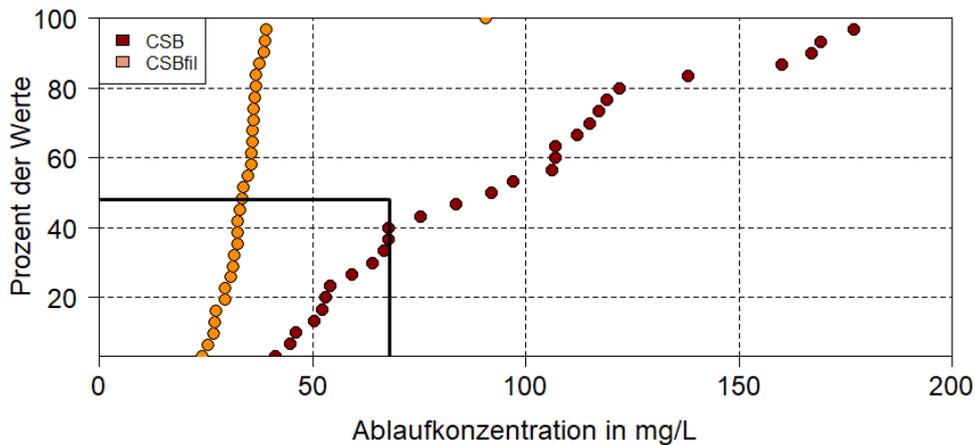


Abbildung 57: Summenkurve der CSB-Konzentration im Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit vorgeklärtem Abwasser und durchflussproportionaler Beschickung (Linie zeigt Zielwert CSB = 68 mg/L und zugehöriges %il)

Beim Stickstoff liegen die mittleren Zulaufwerte bei 85,8 mg/L für Gesamt-N und 67,4 mg/L für  $\text{NH}_4\text{-N}$  (Abbildung 58). Im Ablauf liegt Gesamt-N im Mittel bei 17,1 mg/L,  $\text{NH}_4\text{-N}$  bei 0,3 mg/L und  $\text{NO}_3\text{-N}$  bei 10,7 mg/L. Wenn man von vernachlässigbaren Nitritkonzentrationen im Regelbetrieb ausgeht (siehe Abbildung 53), ist somit die Summe der anorganischen Stickstofffraktionen im Mittel bei 11 mg/L und damit unter dem Zielwert von 13 mg/L. Dennoch deutet die starke Schwankung im  $\text{NO}_3\text{-N}$  mit Spitzen bis über 20 mg/L auf eine häufige Überschreitung des Zielwerts hin. Die mittlere Entfernung liegt bei 80% für Gesamt-N und >99% für  $\text{NH}_4\text{-N}$ .

In der Summenkurve liegen etwa 70% der Messwerte für  $\text{NO}_3\text{-N}$  unterhalb des Zielwerts, was erneut auf eine relativ häufige Überschreitung des Zielwerts hinweist. Dabei ist zu beachten, dass innerhalb des Versuchsbetriebs die Prozesssteuerung hinsichtlich der Stickstoffentfernung optimiert wurde (siehe Abbildung 53), so dass unter optimalen Bedingungen eine Einhaltung des Zielwerts mit höherer Wahrscheinlichkeit erreicht werden kann. Einzelne hohe Ammonium-Ablaufwerte sind auf eine nicht optimale Steuerung des Prozesses im Spitzenlastfall zurückzuführen und sollten bei angepasster Steuerung nicht auftreten.

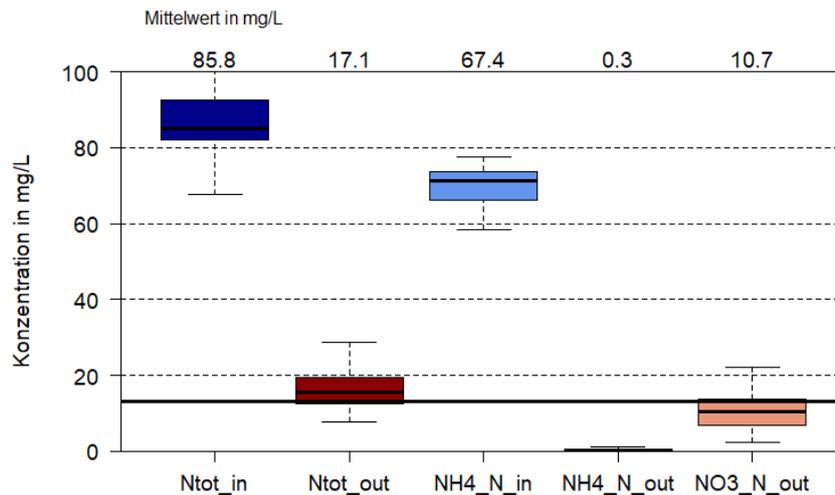


Abbildung 58: Verteilung der Konzentration der Stickstofffraktionen im Zulauf und Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit vorgeklärtem Abwasser und durchflussproportionaler Beschickung (Zielwert für  $N_{anorg} = 13 \text{ mg/L}$  als schwarze Linie)

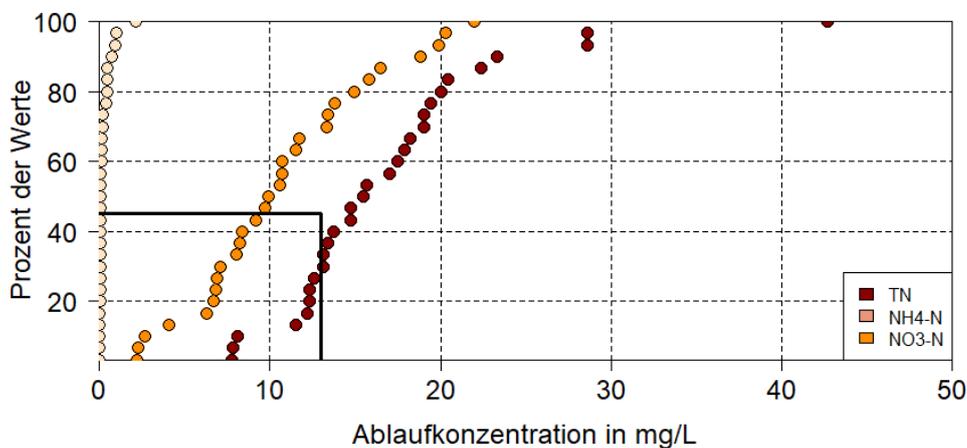


Abbildung 59: Summenkurve der Konzentration der Stickstofffraktionen im Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit vorgeklärtem Abwasser und durchflussproportionaler Beschickung (Linie zeigt Zielwert für  $N_{anorg} = 13 \text{ mg/L}$  und zugehöriges %il)

Für den Parameter Phosphor ergeben sich mittlere Zulaufwerte von  $14,4 \text{ mg/L}$  für Gesamt-P und  $11,5 \text{ mg/L}$  für  $\text{PO}_4\text{-P}$  (Abbildung 60). Die mittleren Ablaufwerte liegen bei  $6,5 \text{ mg/L}$  für Gesamt-P und  $3,7 \text{ mg/L}$  für  $\text{PO}_4\text{-P}$  und damit deutlich über den Zielwerten von  $1 \text{ mg/L}$  für Gesamt-P bzw.  $0,5 \text{ mg/L}$  für  $\text{PO}_4\text{-P}$ . Während der Ablaufwert für Gesamt-P wieder durch den hohen Feststoffaustrag beeinflusst ist, zeigt der hohe Ablaufwert für  $\text{PO}_4\text{-P}$  nur eine Teilentfernung über die biologische Phosphorelimination. Die mittlere Entfernung beträgt  $55\%$  für Gesamt-P und  $68\%$  für  $\text{PO}_4\text{-P}$ . Die eingeschränkte Leistung der biologischen P-Elimination liegt vermutlich auch an einer Limitierung des leicht bioverfügbaren CSB, der für die erhöhte Aufnahme von  $\text{PO}_4\text{-P}$  durch die Biomasse notwendig ist. Eine Verlängerung der anaeroben Phase ergab tendenziell eine bessere biologische P-Entfernung, bei gleichbleibender Länge des Gesamtzyklus bleibt so jedoch weniger Zeit für die Denitrifikation. Damit entsteht für diese Abwasserqualität und die vorgegebenen Zielwerte ein Zielkonflikt zwischen biologischer P-Elimination und Stickstoffentfernung bezogen auf die verfügbare Zykluszeit. Die Summenkurve zeigt, dass kein Ablaufwert für  $\text{PO}_4\text{-P}$  den Zielwert von  $0,5 \text{ mg/L}$  einhält (Abbildung 61). Beim Parameter Gesamt-P liegt ebenfalls kein Ablaufwert unter dem Zielwert von  $1 \text{ mg/L}$ , was sowohl durch den hohen  $\text{PO}_4\text{-P}$  als auch durch Feststoffaustrag zu erklären ist.

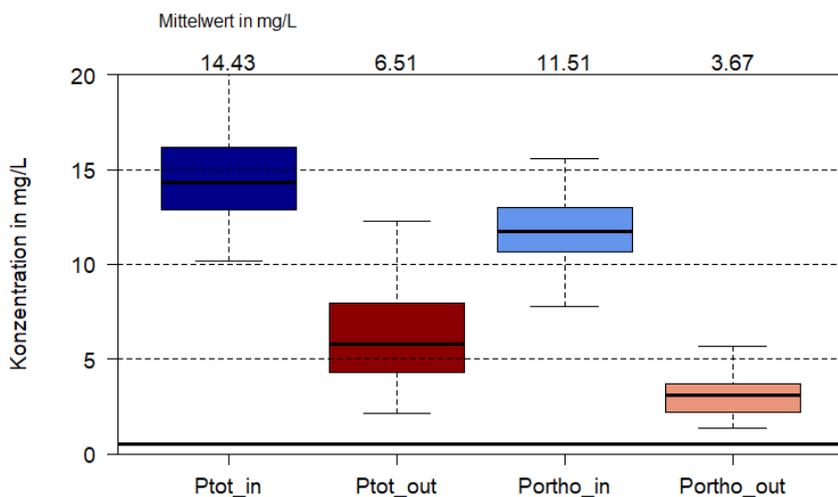


Abbildung 60: Verteilung der Phosphorkonzentration im Zulauf und Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit vorgeklärtem Abwasser und durchflussproportionaler Beschickung (Zielwert für  $\text{PO}_4\text{-P} = 0,5 \text{ mg/L}$  als schwarze Linie)

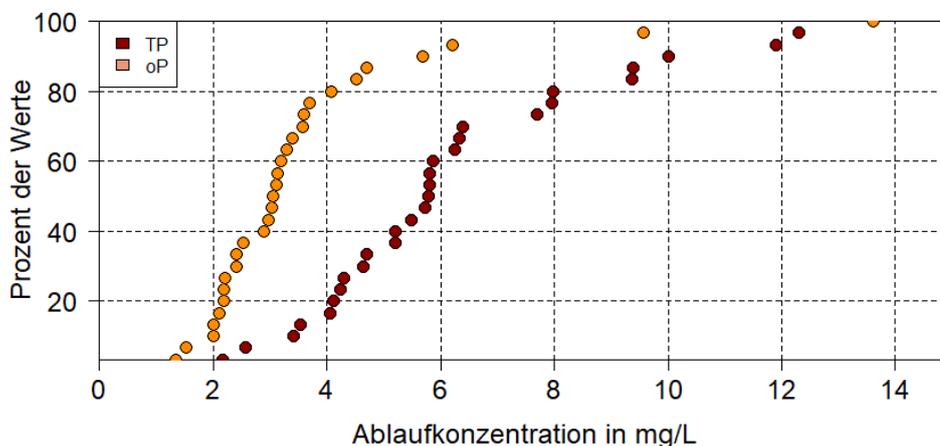


Abbildung 61: Summenkurve der Phosphorkonzentration im Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit vorgeklärtem Abwasser und durchflussproportionaler Beschickung (Linie zeigt Zielwert für  $\text{PO}_4\text{-P} = 0,5 \text{ mg/L}$  und zugehöriges %il)

### Zusammenfassung

Für diese Versuchsphase ist festzuhalten, dass die Reinigungsleistung des Verfahrens grundsätzlich gut ist, aber die Anforderungen der BWB hier nicht erfüllt wurden. Einschränkungen ergaben sich durch den zeitweise hohen Feststoffaustrag, der die partikulär beeinflussten Parameter CSB und Gesamt-P deutlich verschlechterte und damit eine Nachreinigung notwendig macht. Die Zielwerte konnten nicht zuverlässig erreicht werden, was sich durch besseren Feststoffrückhalt verbessern lässt. Zudem war die biologische Stickstoff- und Phosphorentfernung eingeschränkt, vermutlich durch das relativ niedrige Verhältnis von CSB/N bzw. CSB/P im vorgeklärten Abwasser und die Konkurrenz zwischen Denitrifikation und biologischer P-Entfernung um verfügbare Zykluszeit. Ob eine ausreichende Stickstoff- und Phosphorentfernung bis auf die Zielwerte gleichzeitig und sicher mit dem Verfahren erreicht werden kann, konnte nicht gezeigt werden. Das relativ niedrige CSB/N-Verhältnis im vorgeklärten Abwasser (Mittelwert CSB/N: 6,2-6,5) deutet bereits auf eine mögliche Limitierung der Denitrifikation bzw. der biologischen P-Elimination hin. Inwieweit eine dann notwendige Fällmitteldosierung zur Erreichung der Zielwerte verfahrenstechnisch im Nereda®-Verfahren realisiert werden kann, müsste in weiteren Versuchen geprüft werden.

### 4.3.3 Betrieb der Pilotanlage mit Rohabwasser

Die Betriebsergebnisse der Pilotanlage mit Rohabwasser umfassen die Versuchsphase mit durchflussproportionaler Beschickung (Phase 3, Zeitraum: 11.06.-23.10.2019).

#### **Betrieb der Siebbox**

Im Betrieb der Siebbox zur Abscheidung von Grobstoffen aus dem Rohabwasser kam es bereits nach einigen Stunden zu einer Deckenbildung im Siebkorb (Abbildung 62). Auch mit regelmäßiger Reinigung zweimal pro Woche konnte diese Deckenbildung nicht verhindert werden. Durch die Deckenbildung ist eine Abscheidung von Feststoffen und damit auch CSB in der Siebbox zu vermuten, was sich auch in den stark schwankenden Zulaufwerten dieser Parameter zur Pilotanlage zeigt (vgl. Abbildung 67 und Abbildung 68). Damit entspricht die Zulaufqualität zur Pilotanlage in dieser Phase nicht tatsächlich dem realen Rohabwasser, sondern ist durch eine Art Vorsiebung verändert. Dies ist bei der Auswertung der Ergebnisse zu berücksichtigen.



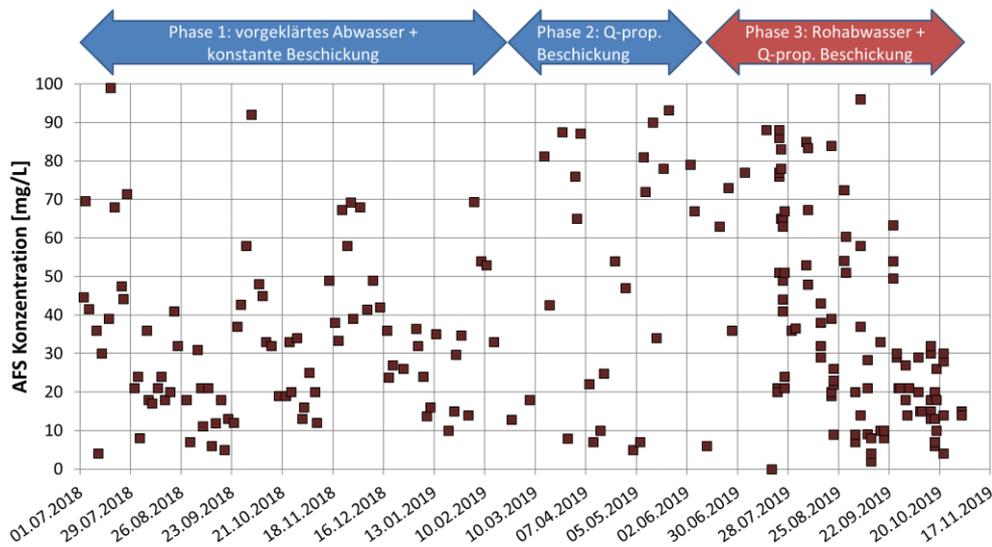
**Abbildung 62: Bildung einer Schwimmschlammschicht im Siebkorb**

Durch die Deckenbildung und die erforderliche Reinigung gab es in dieser Versuchsphase häufigere und längere Ausfälle in der Beschickung der Pilotanlage, was auf die biologische Reinigungsleistung nur geringen Einfluss hatte. In der Regel war nach wenigen Zyklen die ursprünglich erreichte Reinigungsleistung wieder vorhanden. Dies zeigt die hohe Flexibilität und Toleranz des Nereda®-Verfahrens bezüglich Belastungsschwankungen und Betriebsunterbrechungen.

#### **Stabilität des Prozesses und der Reinigungsleistung**

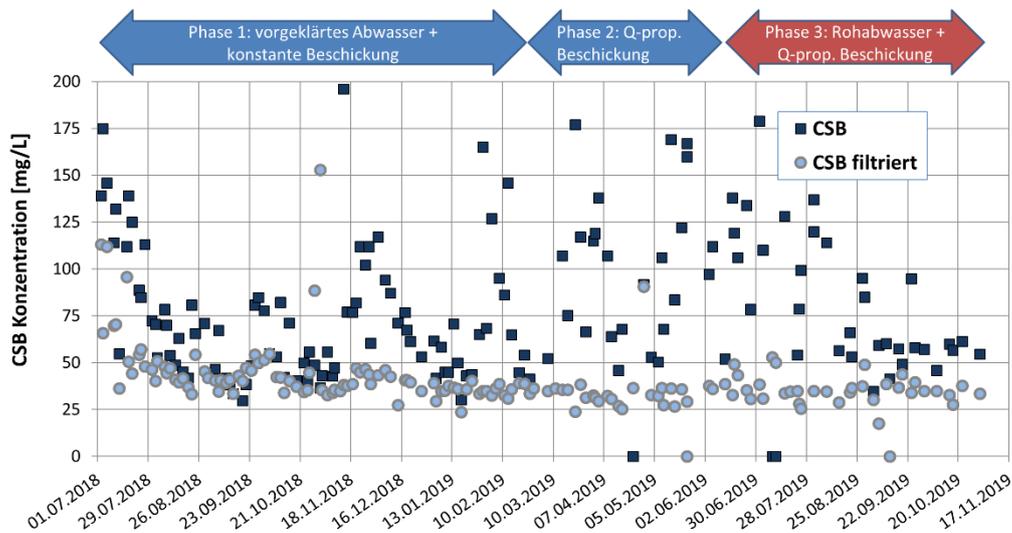
Zum einfachen Vergleich der Stabilität des Verfahrens in den verschiedenen Versuchsphasen sind in diesem Abschnitt alle drei Versuchsphasen in den Diagrammen dargestellt.

Der Rückhalt von Feststoffen (AFS) konnte auch im Betrieb mit Rohabwasser nicht deutlich verbessert werden. Die Ablaufwerte schwanken erneut zwischen 5 und 100 mg/L AFS (Abbildung 63). Erst zum Ende der Versuchsphase mit Rohabwasser ergaben sich niedrigere AFS-Werte von < 30 mg/L (Oktober 2019). Daher sind auch in dieser Versuchsphase bestimmte Ablaufparameter durch den Feststoffaustrag negativ beeinflusst. Eine genauere Analyse des Problems mit dem zeitweise hohen Feststoffaustrag findet sich weiter unten (Kapitel 4.3.4).



**Abbildung 63: Konzentration an abfiltrierbaren Stoffen (AFS) im Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit und ohne Vorklärung**

Auch beim Parameter CSB ergaben sich keine größeren Abweichungen im Betrieb mit Rohabwasser verglichen mit vorgeklärtem Abwasser: während der filtrierte CSB stabil bei < 50 mg/L lag, gab es Spitzenwerte für Gesamt-CSB bis 130 mg/L (Abbildung 64). Dies ist auf den erhöhten Feststoffaustrag gerade in der ersten Hälfte der Versuchsphase im Juli/August 2019 zu erklären. Bei geringerem Feststoffaustrag im Oktober 2019 sinkt auch der Ablaufwert für Gesamt-CSB auf < 70 mg/L.



**Abbildung 64: CSB-Konzentration im Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit und ohne Vorklärung**

Für den Parameter Stickstoff liegen die erzielten Ablaufwerte mit Rohabwasser deutlich unter den Vergleichswerten mit vorgeklärtem Abwasser. Der Zielwert von 13 mg/L für  $N_{anorg}$  wurde durchgehend erreicht, was an den niedrigen  $NO_3-N$ -Ablaufwerten abzulesen ist (Abbildung 65). Nitritbildung trat in dieser Versuchsphase fast nicht auf. Auch die vereinzelt höheren Ablaufwerte für  $NH_4-N$  sind auf Spitzenlastfälle zurückzuführen, bei denen die Prozesssteuerung aufgrund der begrenzten Eingriffsmöglichkeiten vor Ort nicht optimal angepasst werden konnte. Insgesamt läuft die Stickstoffentfernung mit Rohabwasser deutlich stabiler als mit vorgeklärtem Abwasser, was vermutlich auf den höheren Anteil an CSB bzw. geringere Stickstofffrachten (Zulauf ohne Faulschlammzentrat, vgl. Abbildung 45) in dieser Versuchsphase zurückzuführen ist. Beide Faktoren erhöhen das CSB/N-Verhältnis und führen damit zu einer stabileren und schnelleren Denitrifikation.

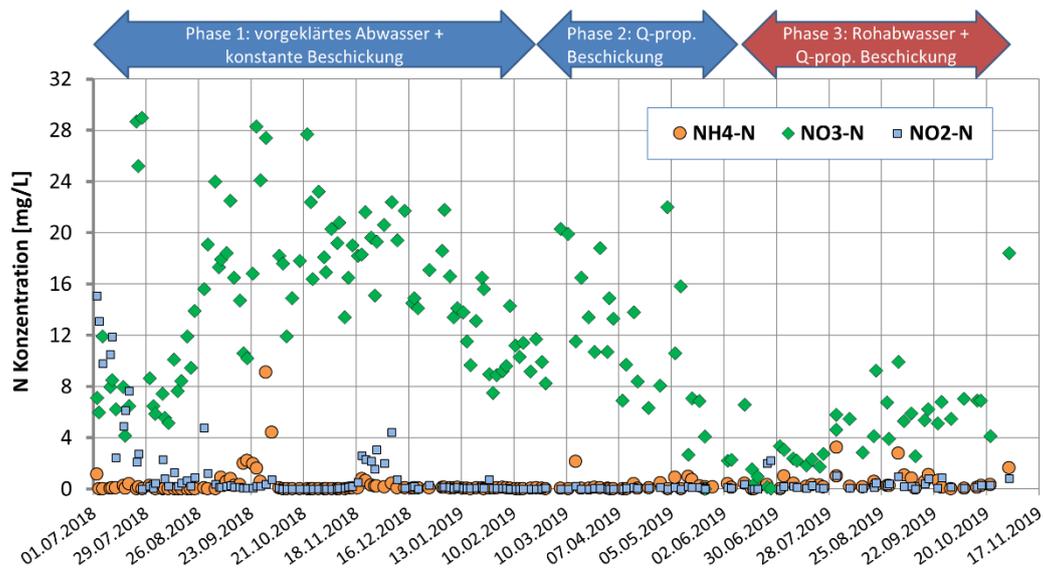


Abbildung 65: Konzentration der Stickstofffraktionen im Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit und ohne Vorklärung

Auch die biologische Phosphorentfernung erzielte mit Rohabwasser bessere Ablaufwerte als mit vorgeklärtem Abwasser: die Ablaufwerte für  $PO_4\text{-P}$  lagen in dieser Versuchsphase meist unter 2 mg/L, teilweise sogar unter 1 mg/L (Abbildung 66). Der Parameter Gesamt-P war wieder durch den Feststoffaustrag erhöht, besonders zu Beginn dieser Versuchsphase im Juli/August 2019. Auch hier zeigt sich, dass die höhere Verfügbarkeit von leicht abbaubarem CSB im Rohabwasser die biologische Phosphorentfernung vermutlich verbessert.

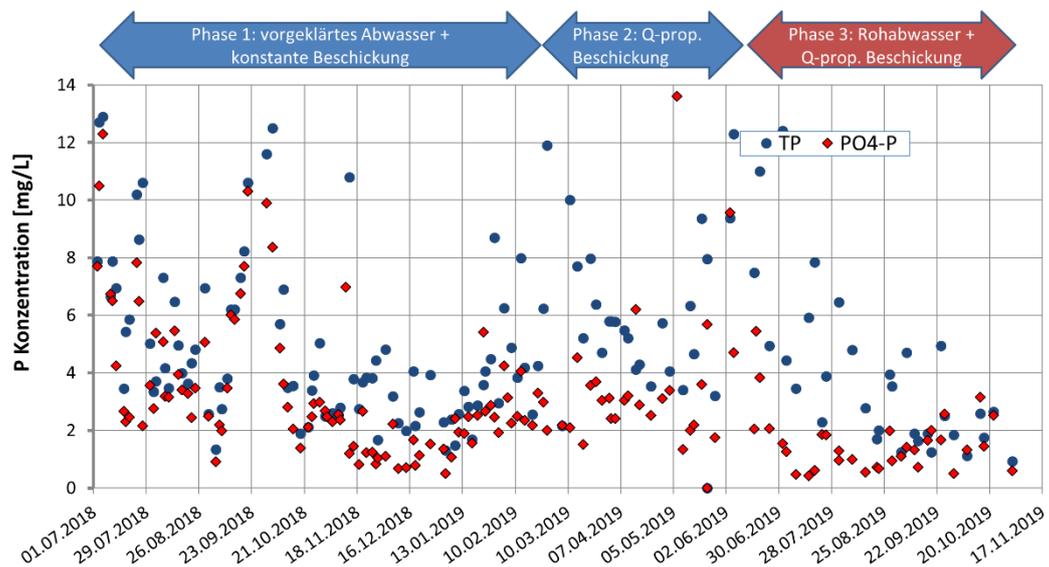
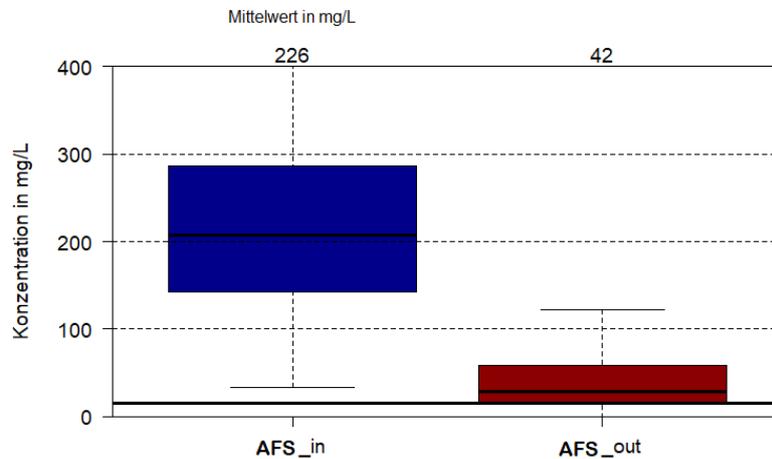


Abbildung 66: Phosphorkonzentration im Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit und ohne Vorklärung

### Statistische Auswertung der Zu- und Ablaufqualität bei durchflussproportionaler Beschickung

In der statistischen Auswertung zeigt sich, dass der Betrieb der Siebbox einen deutlichen Einfluss auf die Qualität des Rohabwassers hatte. Obwohl das Rohabwasser nur mechanisch gereinigt wurde und keine Vorklärung durchlief, liegt der mittlere AFS-Wert im Zulauf bei 226 mg/L und damit nur leicht höher als im Betrieb mit vorgeklärtem Abwasser (190 mg/L) (Abbildung 67). Die starke Schwankung in der Zulaufqualität zwischen > 50 mg/L und >400 mg/L lässt sich durch die Deckenbildung und die anschließende Reinigung der Siebbox erklären: kurz nach der Reinigung ist die Abscheidung von AFS

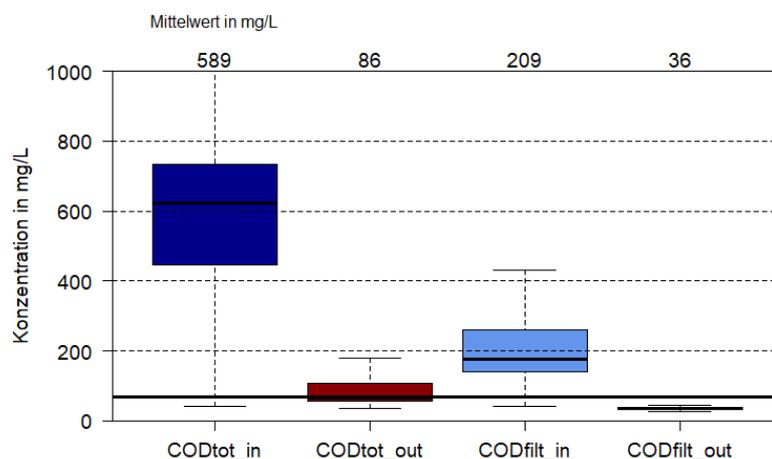
in der Siebbox noch gering, aber mit fortschreitender Ausbildung der Schlammdecke werden immer mehr Feststoffe dort zurückgehalten. Daher ist die Qualität des Rohabwassers für diesen Parameter stark variabel, da es sich letztlich bei der Siebbox auch um eine Art der Vorreinigung handelt. Beim Ablaufwert für AFS zeigt sich erneut der häufige Feststoffaustrag, so dass der Mittelwert hier bei 42 mg/L AFS liegt und damit wie auch in den ersten Versuchsphasen über dem Zielwert von 10 mg/L.



**Abbildung 67: Verteilung der Konzentration an abfiltrierbaren Stoffen im Zulauf und Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit Rohabwasser (Zielwert: 10 mg/L als schwarze Linie)**

Auch beim CSB ist die starke Schwankung in der Zulaufkonzentration zu beobachten, die Zulaufwerte liegen hier bei <100 mg/L bis > 1000 mg/L (Abbildung 68). Dieser Effekt wird ebenfalls auf die Siebbox zurückgeführt, da dieser Parameter stark von den Feststoffen beeinflusst wird. Der Mittelwert im Zulauf von 589 mg/L unterscheidet sich auch hier nicht signifikant vom Betrieb mit vorgeklärtem Abwasser (554 mg/L). Der Mittelwert für den filtrierte CSB liegt bei 209 mg/L im Zulauf und damit sogar niedriger als im vorgeklärten Abwasser (237 mg/L). Das ist vermutlich auf die fehlenden Prozesswässer zurückzuführen, die einen Teil des filtrierte CSB aus der Faulung zurückführen und im Rohabwasser nicht enthalten sind (vgl. Abbildung 45).

Im Ablauf der Pilotanlage ergeben sich Mittelwerte von 86 mg/L für Gesamt-CSB und 36 mg/L für CSB filtrierte. Damit liegt die Entfernungsleistung der Pilotanlage wieder bei >80% für beide Parameter. Trotzdem wird der Zielwert von 68 mg/L für Gesamt-CSB nicht sicher eingehalten. Dies wird auch in der Summenkurve für diesen Parameter deutlich: nur knapp 60% der Messwerte liegen unterhalb des Zielwerts (Abbildung 69).



**Abbildung 68: Verteilung der CSB-Konzentration (gesamt und gelöst) im Zulauf und Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit Rohabwasser (Zielwert: 68 mg/L als schwarze Linie)**

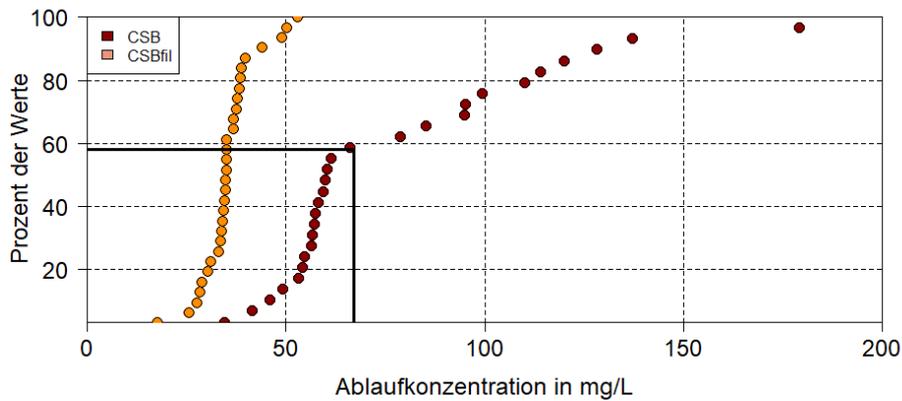


Abbildung 69: Summenkurve der CSB-Konzentration im Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit Rohabwasser (Linie zeigt Zielwert: 68 mg/L und zugehöriges %il)

Beim Stickstoff zeigt die Pilotanlage eine deutlich bessere Entfernungsleistung mit Rohabwasser im Vergleich zu vorgeklärtem Abwasser. Bereits der Mittelwert für Gesamt-N liegt bei 10,6 mg/L und damit unter dem Zielwert von 13 mg/L für N anorganisch (Abbildung 70). Auch der Nitratwert liegt mit 4,8 mg/L im Mittel in dieser Versuchsphase weit unter dem Zielwert. Die Summenkurve zeigt dabei, dass über 90% der Messwerte für  $\text{NO}_3\text{-N}$  unter dem Zielwert liegen (Abbildung 71). Die Ablaufwerte von  $\text{NH}_4\text{-N}$  liegen erneut sehr niedrig mit 0,6 mg/L im Mittel und überschreiten in keinem Fall den Zielwert. Vereinzelt Ablaufspitzen für  $\text{NH}_4\text{-N}$  sind wiederum auf eine nicht optimierte Prozesssteuerung bei auftretender Spitzenbelastung im Regenwetterfall zurückzuführen.

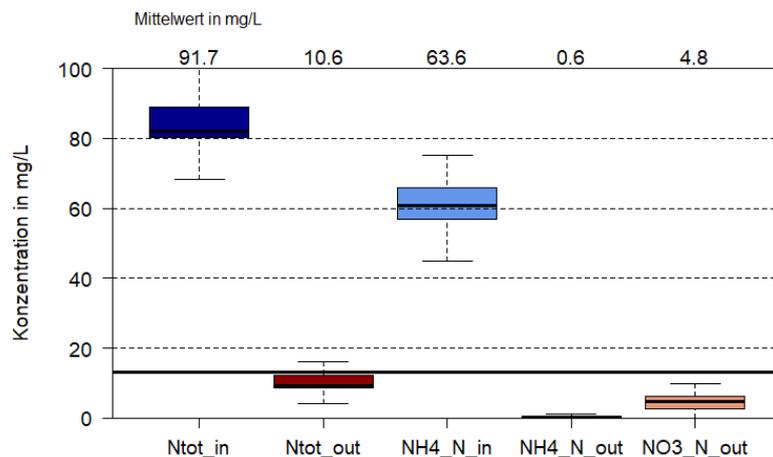


Abbildung 70: Verteilung der Konzentration der Stickstofffraktionen im Zulauf und Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit Rohabwasser (Zielwert für  $N_{\text{anorg}}$  = 13 mg/L als schwarze Linie)

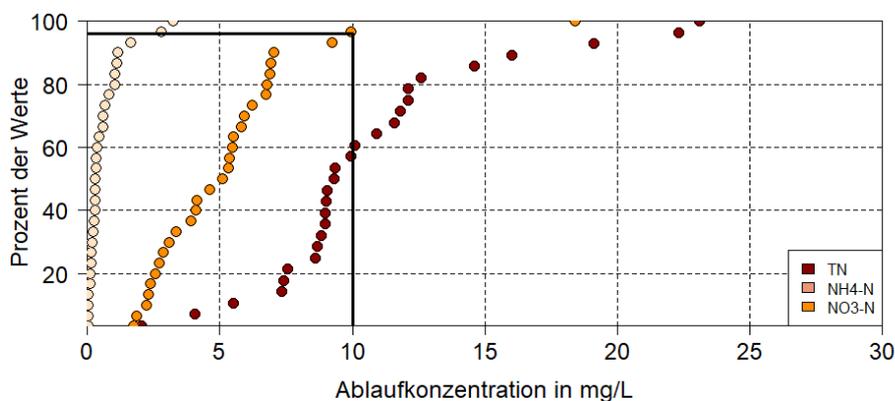


Abbildung 71: Summenkurve der Konzentration der Stickstofffraktionen im Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit Rohabwasser (Linie zeigt Zielwert für  $N_{\text{anorg}}$  = 13 mg/L und zugehöriges %il)

Auch die Ablaufwerte für Phosphor sind beim Betrieb mit Rohabwasser tendenziell besser als beim Betrieb mit vorgeklärtem Abwasser. Der mittlere Ablaufwert liegt hier bei 3,8 mg/L für Gesamt-P und 1,4 mg/L für PO<sub>4</sub>-P (Abbildung 72) und damit deutlich unter den Mittelwerten der ersten Versuchsphasen (Gesamt-P = 6,5 mg/L , PO<sub>4</sub>-P = 3,7 mg/L). Dennoch können auch mit Rohabwasser die Zielwerte für Phosphor von 1 mg/L für Gesamt-P und 0,5 mg/L für PO<sub>4</sub>-P nicht erreicht werden, was auch in der Summenkurve der Messwerte deutlich wird (Abbildung 73). Die biologische Phosphorentfernung scheint auch in dieser Versuchsphase durch die mangelnde Verfügbarkeit von leicht abbaubarem CSB limitiert zu sein.

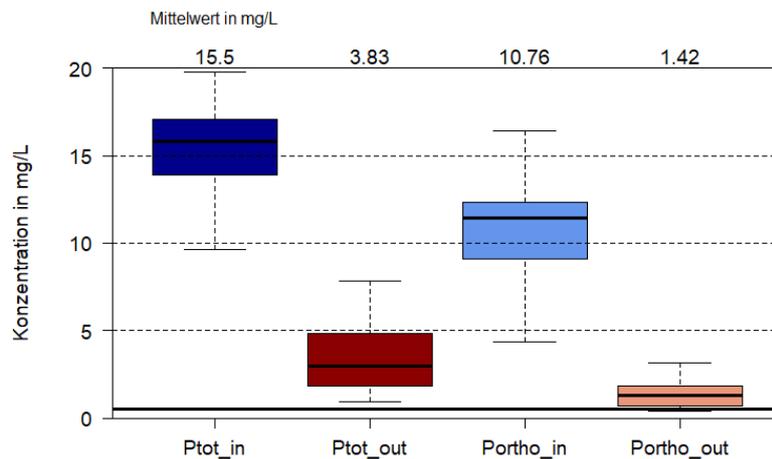


Abbildung 72: Verteilung der Phosphorkonzentration im Zulauf und Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit Rohabwasser (Zielwert für PO<sub>4</sub>-P = 0,5 mg/L als schwarze Linie)

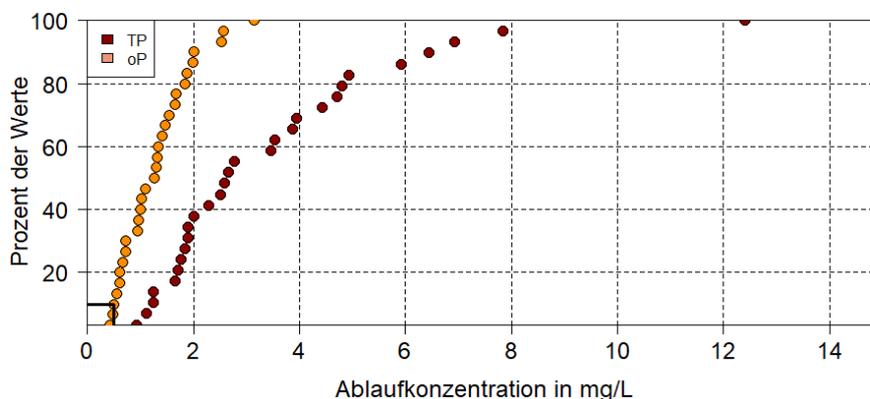


Abbildung 73: Summenkurve der Phosphorkonzentration im Ablauf der Nereda-Pilotanlage beim Betrieb mit Rohabwasser (Linie zeigt Zielwert für PO<sub>4</sub>-P = 0,5 mg/L und zugehöriges %il)

### Zusammenfassung

Auch für die Versuchsphase mit Rohabwasser ist festzuhalten, dass die Reinigungsleistung des Verfahrens grundsätzlich gut ist, aber die Anforderungen der BWB nicht zuverlässig erfüllt. Einschränkungen ergaben sich erneut durch den zeitweise hohen Feststoffaustrag, der zum Ende der Versuchsphase aber deutlich geringer wurde. Damit liegen auch die partikulär beeinflussten Parameter CSB und Gesamt-P erneut über den Zielwerten. Die Ziele für Stickstoffentfernung konnten mit Rohabwasser sicher eingehalten werden, was auf ein höheres CSB/N-Verhältnis im Zulauf ohne Rückbelastung aus dem Prozesswasser zurückzuführen ist. Auch die biologische Phosphorentfernung funktionierte insgesamt besser, konnte aber den Zielwert nicht ganz erreichen. Insgesamt läuft das Verfahren mit Rohabwasser stabil und erreicht eine bessere Ablaufqualität bezüglich Stickstoff und Phosphor. Mit verbessertem Rückhalt der partikulären Stoffe ist davon auszugehen, dass in dieser Betriebsweise auch die Zielwerte für CSB sicher eingehalten werden können.

#### 4.3.4 Eigenschaften des Belebtschlamm: Biomassekonzentration, Absetzverhalten, Anteil granulierter Biomasse, Biomethanpotential

##### **Biomassekonzentration im Reaktor**

Die Konzentration an Trockensubstanz (TS) im Reaktor bei Probenahme in 2m Höhe lag zu Beginn der Versuche bei 2 g/L und stieg in der ersten Versuchsphase auf etwa 3-4 g/L TS an (Abbildung 74). Mit dem Beginn der durchflussproportionalen Beschickung im Februar 2019 gab es stärkere Schwankungen im TS-Gehalt im Reaktor zwischen 3 und 5,5 g/L. Der plötzliche Anstieg des TS-Gehalts zu Mitte Februar 2019 ist mit einer Betriebsstörung im Überschussschlamm-Abzug zu erklären, so dass zu wenig Überschussschlamm ausgeschleust wurde. Im Mittel liegt damit die Pilotanlage in ihrer Biomassekonzentration unter dem üblichen Arbeitsbereich großtechnischer Nereda®-Anlagen von 6-8 g/L TS. Nach Auskunft des Anbieters können höhere TS-Gehalte in Großanlagen nach einer Anfahrphase immer zuverlässig erreicht werden. Da die TS-Konzentration und damit der Anteil der Biomasse pro Volumen einen großen Einfluss auf die Umsatzleistung und damit auf die Auslegung des Verfahrens hat, ist die TS-Konzentration ein entscheidender Parameter für die Leistungsfähigkeit des Nereda®-Verfahrens. Ein Erreichen höherer TS-Konzentration auch mit Berliner Abwasser wird daher für die großtechnische Auslegung des Verfahrens angenommen (vgl. Kapitel 5.2.3). Der TS-Gehalt im abgezogenen Überschussschlamm lag im Mittel bei 1 g/L.

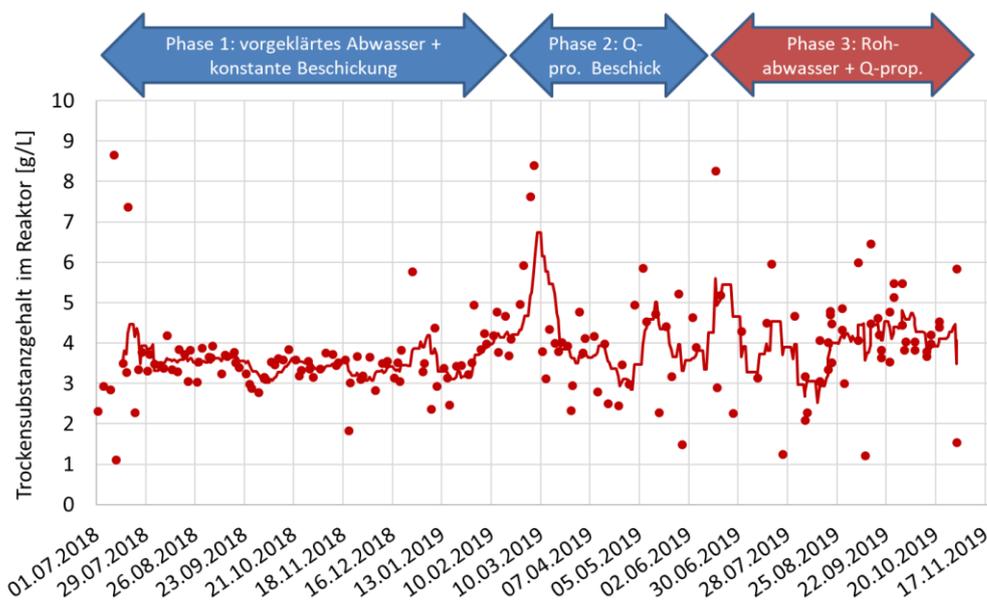


Abbildung 74: Trockensubstanzgehalt im Reaktor (Linie: Mittelwert über 15 Messungen)

##### **Absetzbarkeit des Belebtschlamm**

Um die Absetzbarkeit des Belebtschlamm zu beurteilen, wurde das Schlammvolumen (SV) nach 5 und 30 Minuten regelmäßig ermittelt und miteinander verglichen. Dabei wird deutlich, dass das SV5 durchgehend über dem SV30 liegt, das Verhältnis beträgt etwa 0,7 (Abbildung 75). Per Definition sollten die Werte für SV5 und SV30 bei optimal granuliertem Schlamm ungefähr gleich sein, da er sich sehr schnell absetzt (Benstöm et al. 2019).

Der hier gezeigte Unterschied weist damit auf einen nicht so gut sedimentierbaren Anteil im Belebtschlamm des Reaktors hin. Dieser Anteil einer Feinfraktion, ggf. mit Flockencharakter, wird womöglich bei der Beschickung des Reaktors ausgetragen und könnte ein möglicher Grund für die zeitweise hohen AFS-Gehalte im Ablauf sein. Eine Bilanzierung der erwarteten und gemessenen Produktion von Überschussschlamm ergab eine Differenz von etwa 20%, die durch den Austrag der Feinfraktion über den Ablauf zu erklären ist. Absolut liegt der Wert für SV30 mit etwa 250-300 mL/L im Bereich des Überschussschlamm der Großanlage.

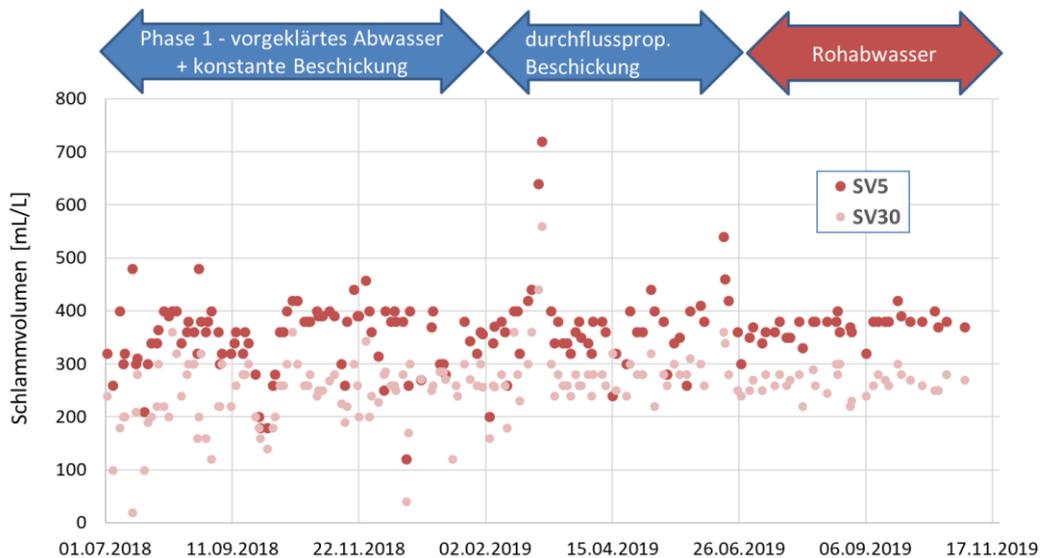


Abbildung 75: Schlammvolumen nach 5 Minuten und 30 Minuten Absetzzeit (Probenahme in 2m Höhe)

### Granulation der Biomasse

Die Bildung von granulierter Biomasse wurde regelmäßig über eine Ermittlung der Korngrößenverteilung im Belebtschlamm der Pilotanlage bewertet. In der Einfahrphase stieg der Anteil der Granulen (> 0,2mm) im Belebtschlamm von etwa 25% zu Beginn bis auf etwa 65% innerhalb der ersten 5 Monate an (Abbildung 76). Danach stabilisierte sich dieser Granulenanteil auf hohem Niveau (>60%), der größte Anteil der Granulen war dabei zwischen 0,6 und 1mm groß. Die starken Schwankungen in den Messwerten ab Januar 2019 sind auch auf Abweichungen in der Durchführung der Korngrößenmessung zurückzuführen. Insgesamt verlief die Bildung granulierter Biomasse im Reaktor wie erwartet und benötigte vom Start der Anlage mit Impfschlamm etwa 6 Monate zur Einstellung einer stabilen Granulation. Die Umstellung von vorgeklärtem Abwasser auf Rohabwasser führte nicht zu einer signifikanten Veränderung des Anteils an granulierter Biomasse im Reaktor.

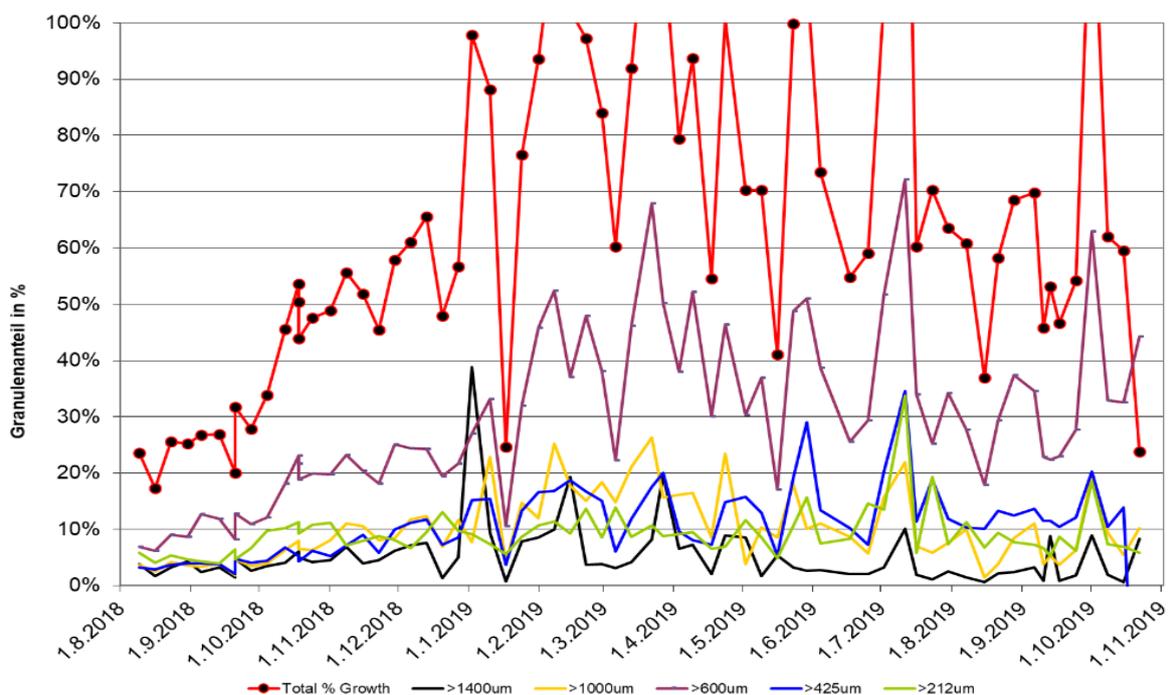


Abbildung 76: Anteil der granulierten Biomasse im Reaktor

### ***Mögliche Ursachen für den erhöhten Austrag von Feststoffen***

Der zeitweise festgestellte hohe Feststoffaustrag aus dem Reaktor über den Ablauf war so nicht erwartet und beeinträchtigte die Ablaufqualität des Verfahrens deutlich. In Rücksprache mit dem Anbieter des Verfahrens wurden daher verschiedene mögliche Ursachen für diesen Effekt diskutiert, es konnte jedoch keine signifikante Verbesserung des Feststoffrückhalts erzielt werden. In Großanlagen mit Nereda®-Verfahren werden nach Angaben des Anbieters durchgehend niedrige Feststoffkonzentrationen im Ablauf (AFS < 15 mg/L) beobachtet (van Dijk et al. 2018), so dass der hier beobachtete Effekt ggf. auf Besonderheiten der Pilotanlage zurückgeführt werden kann. Unter anderem ist die Reaktorgeometrie (Verhältnis Höhe zu Durchmesser) in der Pilotanlage für die Ausbildung einer gleichmäßigen Pfropfenströmung nicht ideal und könnte daher einen erhöhten Austrag der Feinfraktion bei der Beschickung verursachen.

Ein weiterer Grund für den erhöhten Austrag von Feststoffen liegt vermutlich im Sedimentationsverhalten der Biomasse: neben den granulierten und gut sedimentierenden Anteilen liegt ein Teil des Belebtschlammes weiterhin als schlechter absetzbarer Teil (z.B. Flocken) vor. Dieser Teil des Belebtschlammes kann sich während der kurzen Sedimentationsphase nicht ausreichend absetzen und wird so über den Ablauf ausgetragen. Für die Herkunft dieses schlecht absetzbaren Anteils gibt es verschiedene mögliche Ursachen.

Verfahrensbedingt bildet sich neben dem granulierten Schlamm immer auch eine Feinfraktion an Belebtschlamm mit flockiger Struktur aus, besonders bei einem hohen Anteil partikulärer organischer Substanz im Zulauf (Layer et al. 2020). Wenn der Anteil dieser Feinfraktion im Belebtschlamm nicht zu groß wird, kann das Nereda®-Verfahren auch mit der kurzen Sedimentationszeit einen weitgehenden Rückhalt der Biomasse garantieren und so den Feststoffaustrag minimieren. Durch gezieltes Auswaschen dieser Feinfraktion während der Beschickung wird ihr Anteil an der Biomasse zudem über Selektionsdruck minimiert, was aber ggf. zu verringerter Prozessstabilität und schlechterer Absetzbarkeit des Belebtschlammes führen kann (Layer et al. 2020). Inwieweit sich diese Feinfraktion in der Pilotanlage aufgrund der Abwasserzusammensetzung vermehrt gebildet hat bzw. nicht vollständig und dauerhaft ausgetragen werden konnte, konnte in den Versuchen nicht abschließend geklärt werden.

Die Anpassung der Belüftungskapazität vor der Sedimentationsphase zur Ausstrippung von Reststickstoff (van Dijk et al. 2018) aus der Nachdenitrifikation ab 05.02.2019 führte nicht zu weniger Feststoffaustrag. Nach der Installation eines Prallblechs vor dem Klarwasserabzug der Pilotanlage zur Verhinderung des Eintrags von Schwimmschlamm in den Ablauf am 13.08.2019 ergab sich eine Ablaufkonzentration < 30 mg/L AFS (vgl. Abbildung 63). Inwieweit diese Verbesserung auf das Prallblech zurückzuführen ist oder generell mit veränderten Schlammeigenschaften im Herbst zusammenhängt (wie auch im Vergleichszeitraum in 2018 zu beobachten war), konnte nicht abschließend geklärt werden.

### ***Aussetzen der Überschussschlammrückführung***

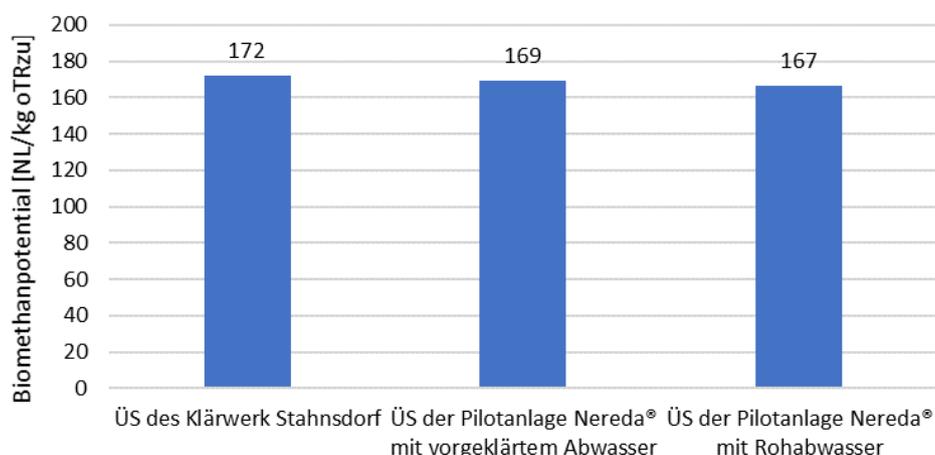
Ein weiterer möglicher Grund für die schlechte Absetzbarkeit eines Anteils des Belebtschlammes liegt in der Rückführung des Überschussschlammes aus der Großanlage ins Verteilerbauwerk und damit auch in den Zulauf zur Pilotanlage (vgl. Abbildung 45). Der ÜS des Klärwerk Stahnsdorf weist einen relativ hohen Anteil an Fadenbakterien im Belebtschlamm auf, die Fädigkeit liegt zwischen Stufe 3 (stark) und 4 (sehr stark). Mikrobiologische Untersuchungen des Belebtschlammes zeigten das Auftreten einer ähnlichen Gattung von Fadenbakterien in der Pilotanlage wie in der Großanlage. Zudem traten in der Pilotanlage vergleichbare saisonale Schwankungen wie in der Großanlage auf. Es ist davon auszugehen, dass mit jeder Beschickung der Pilotanlage neue Fadenbakterien in den Prozess

eingebraucht wurden und dort ggf. zu einer schlechten Absetzbarkeit eines Anteils des Belebtschlammes führten. Durch den kontinuierlichen Eintrag von Fadenbakterien ist auch eine mögliche Selektion über gezielte Auswaschung dieser Anteile nicht möglich, mit dem im Nereda®-Verfahren der gut absetzbare Schlamm angereichert wird.

In Rücksprache mit dem Betriebspersonal des Klärwerks wurde daher die ÜS-Rückführung ins Verteilerbauwerk zweimal für 5 Tage ausgesetzt. Eine längere Umstellung war aufgrund betrieblicher Vorgaben nicht möglich. Beim ersten Versuch ab 22.07.2019 war das Messintervall durch vorherige Regenereignisse beeinträchtigt, die bereits vor Beginn einen niedrigen AFS-Gehalt im Zulauf (125 mg/L) und auch im Ablauf der Pilotanlage (21 mg/L) zeigten. Daher konnte in diesem Versuch kein positiver Effekt der ausgesetzten ÜS-Rückführung auf den Feststoffaustrag aus der Pilotanlage gezeigt werden. Auch beim zweiten Versuch ab 14.10.2019 war kein eindeutiger Trend zu weniger Feststoffaustrag zu erkennen. Letztlich konnte damit nicht eindeutig geklärt werden, ob die ÜS-Rückführung im Klärwerk Stahnsdorf den Feststoffaustrag aus der Pilotanlage negativ beeinflusst. Letztendlich ist das Absetzverhalten des Belebtschlammes in einer großtechnischen Anlage auf Basis des Pilotversuchs daher nicht sicher vorherzusagen. Es ist aber von einer geringen Menge an flockiger, schlecht absetzbarer Biomasse auszugehen, die ggf. über den Ablauf ausgetragen wird. Daher wird empfohlen, zur sicheren Einhaltung des geforderten Zielwerts von 10 mg/L AFS und damit auch der Parameter CSB und Gesamt-P eine Nachreinigung des Ablaufs (Vollstrom oder Teilstrom) vorzusehen. Hierfür bieten sich Filtrationsverfahren an, z.B. Tuchfilter, Mikrosiebe oder Sandfilter.

### ***Biomethanpotential***

Das Biomethanpotential (BMP) des Überschussschlammes der Nereda®-Pilotanlage wurde im Labor bestimmt (AMPTSII, BPC Instruments, Methodik siehe Kapitel 3.2.1) und mit dem BMP von Überschussschlamm aus der Großanlage verglichen (Pham 2019). Es konnten keine signifikanten Unterschiede im Gasertrag und damit in der Abbaubarkeit des ÜS zwischen dem konventionellen Belebtschlamm der Großanlage (172 NL/kg oTRzu) und dem Belebtschlamm der Pilotanlage (167-169 NL/kg oTRzu) beobachtet werden (Abbildung 77). Auch die Qualität des Zulaufs zur Pilotanlage (vorgeklärtes bzw. Rohabwasser) hat hier keinen Einfluss auf den Gasertrag aus dem ÜS. Eine mögliche Erhöhung des Gasertrags durch den Eintrag von partikulären gut abbaubaren Stoffen mit dem Rohabwasser („Primärschlamm“) in den ÜS konnte nicht bestätigt werden. Dabei ist zu beachten, dass die Siebbox wahrscheinlich einen Teil der organischen partikulären Fracht des Rohabwassers zurückgehalten hat, was den Gasertrag aus diesem ÜS beeinflusst haben könnte (vgl. Kapitel 4.3.3, Abbildung 67 und Abbildung 68).



**Abbildung 77: Biomethanpotential des Überschussschlammes des KW Stahnsdorf und der Nereda®-Pilotanlage beim Betrieb mit vorgeklärtem Abwasser und Rohabwasser**

Vorhergehende Studien des Gasertrags aus ÜS des Nereda®-Verfahrens einer Großanlage zeigten relativ hohe Gaserträge beim Betrieb mit Rohabwasser, die eher im Bereich von Primärschlamm lagen (Guo et al. 2020). Daher wird für die Bewertung ein höherer spezifischer Gasertrag für den ÜS beim Betrieb mit Rohabwasser angesetzt.

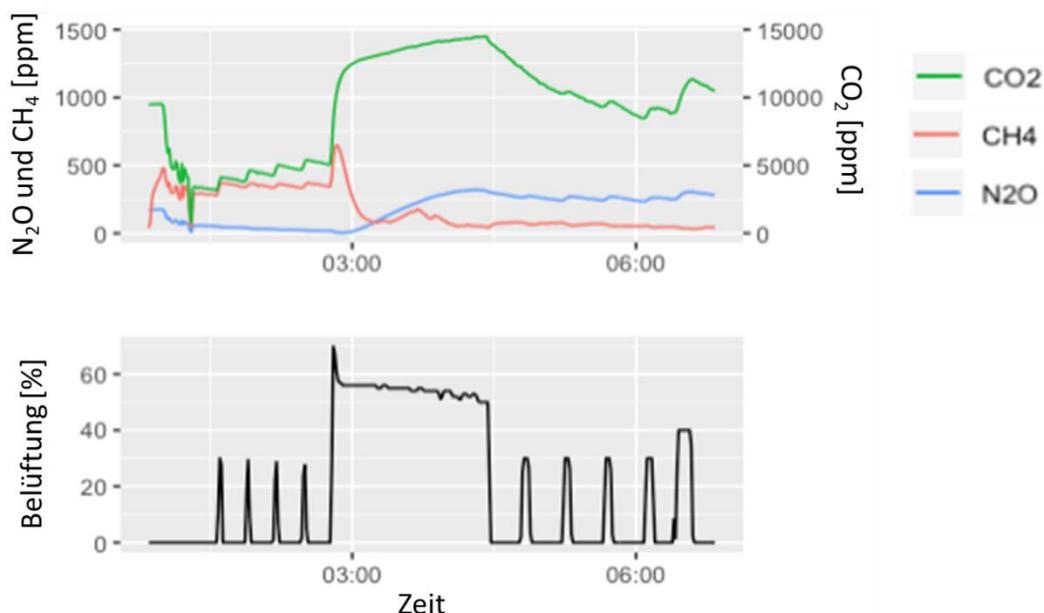
#### 4.3.5 Lachgasmessung

##### **Ergebnisse der Lachgasmessung in einem Zyklus**

Die Messung von Lachgas ergab eine erhöhte Konzentration von  $N_2O$  in der Abluft während der Belüftungsphase des Reaktors. Für einen typischen Zyklus steigt die  $N_2O$ -Konzentration im Verlauf der belüfteten Phase bis auf mehrere 100 ppm an (Abbildung 78). Nach Ende der Belüftung sinkt die Konzentration in der Abluft wieder. Das typische Sägezahnprofil in dieser Phase entsteht dadurch, dass ohne Belüftung kein signifikantes Abluftvolumen mehr entsteht und daher über die Messeinrichtung immer noch die Abluft aus der belüfteten Phase aus dem Reaktorkopf eingesaugt wird.

Es ist anzunehmen, dass der Hauptaustag des Lachgases während der Belüftung stattfindet, auch weil die Löslichkeit von  $N_2O$  relativ hoch liegt (1,5 g/L bei 25°C) und ohne aktive Belüftung damit kein Lachgas ausgetragen wird. Die Luftaustauschrate des gesamten Reaktorkopfvolumens beträgt während der Belüftungsphase etwa Faktor 10, während in der gesamten Phase danach mit Impulsbelüftung nur Faktor 0,5-1 erreicht wird (Wenzel 2019). Daher wird der Austrag von Lachgas nur über den Volumenstrom während der Belüftungsphase und die zugehörige  $N_2O$ -Konzentration ermittelt (vgl. Kapitel 4.2.6).

Deutlich zu messen sind auch Emissionen von  $CH_4$  und  $CO_2$  während des Zyklus. Methan entsteht im Rohabwasser bereits in der Kanalisation durch anaerobe Prozesse, vor allem in den langen Abwasserdruckleitungen vom Stadtgebiet bis zum Klärwerk. Die Emissionen dieses Treibhausgases kommen daher aus der Strippung von gelöstem  $CH_4$  bereits in der ersten Denitrifikationsphase mit Impulsbelüftung zur Durchmischung des Reaktors. Da diese Emissionen rohwasserbedingt sind und auch im konventionellen Belebtschlammverfahren auftreten, werden sie hier nicht dem Nereda®-Verfahren zugeschrieben. Kohlendioxid entsteht aus dem biologischen Umsatz der organischen Substanz und ist biogen, d.h. nicht relevant für das Treibhauspotential.



**Abbildung 78: Verlauf der gemessenen Abluftkonzentration für  $N_2O$ ,  $CH_4$  und  $CO_2$  über eine Zyklusdauer und Belüftung des Reaktors (Wenzel 2019)**

### Berechnete Emissionsraten und Emissionsfaktoren

Die berechneten Emissionsraten für Lachgas schwanken über den gesamten Messzeitraum des Betriebs mit vorgeklärtem Abwasser zwischen 1-3 g N<sub>2</sub>O/h in der belüfteten Phase (Abbildung 79). In der Entwicklung der Emissionsraten ist kein eindeutiger Trend über den Zeitraum zu erkennen.

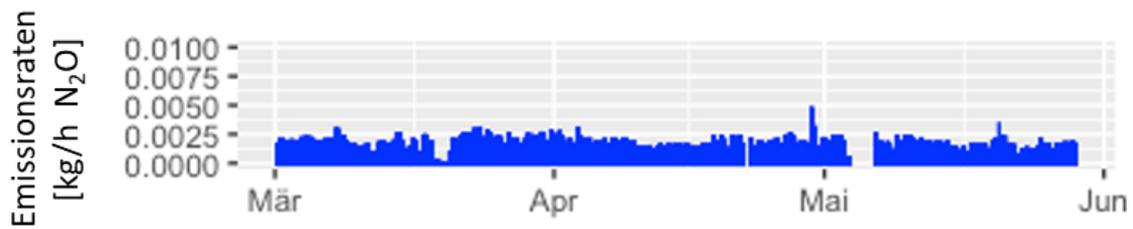


Abbildung 79: Berechnete durchschnittliche Emissionsraten für N<sub>2</sub>O über alle Zyklen im Betrieb mit vorgeklärtem Abwasser und durchflussproportionalem Betrieb (Wenzel 2019)

Die einzelnen berechneten Emissionsfaktoren für N<sub>2</sub>O schwanken in der ersten Phase mit vorgeklärtem Abwasser und durchflussproportionalen Betrieb zwischen 1 und 5% N<sub>2</sub>O-N bezogen auf die zugeführte Stickstofffracht (Abbildung 80). Dabei ist kein genereller Trend zu erkennen, wohl aber periodische Schwankungen mit höheren Werten (z.B. in der zweiten Aprilhälfte) und abfallenden Werten (Anfang bis Mitte Mai). Eine positive oder negative Korrelation der Emissionsfaktoren mit bestimmten Prozessparametern (Abwassertemperatur im Reaktor, CSB/N-Verhältnis, Entfernungsleistung für NH<sub>4</sub>-N) konnte nicht eindeutig gezeigt werden (Wenzel 2019). Daher sind die Ursachen für die schwankenden Emissionsfaktoren hier nicht näher zu bestimmen. Insgesamt scheint die Bildung von Lachgas beim Nereda<sup>®</sup>-Verfahren von verschiedenen Prozessparametern und Betriebszuständen abzuhängen. Zur Abklärung dieser komplexen Zusammenhänge sind weitere Untersuchungen notwendig.

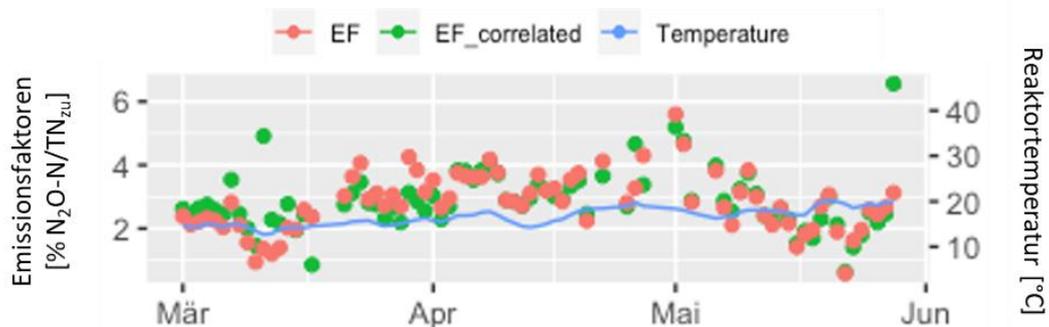
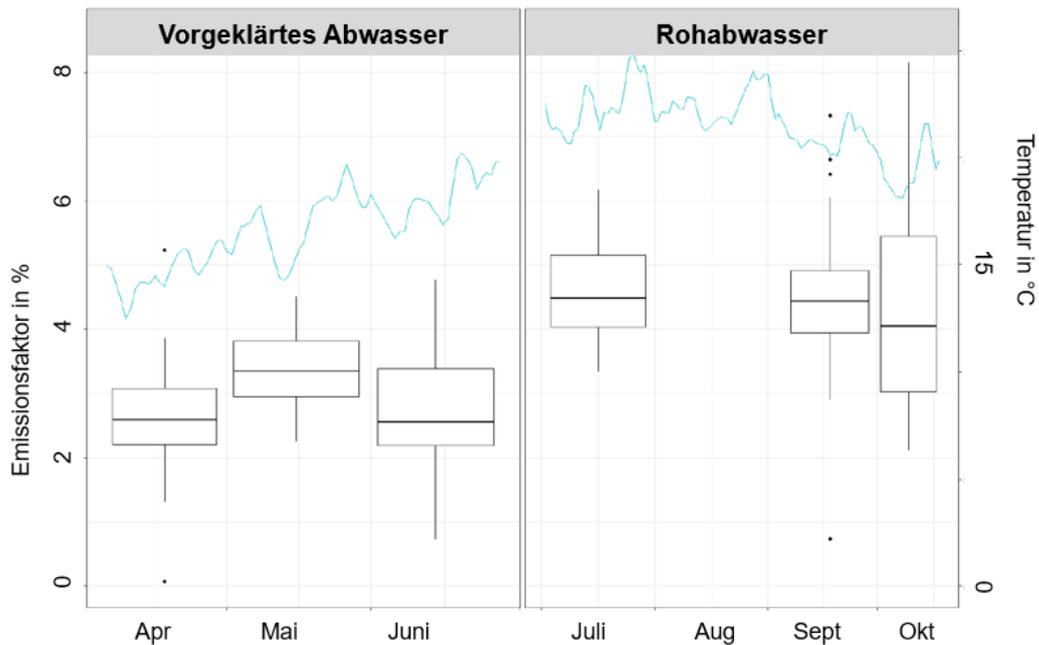


Abbildung 80: Berechnete Emissionsfaktoren für N<sub>2</sub>O über alle Zyklen im Betrieb mit vorgeklärtem Abwasser und durchflussproportionalem Betrieb (Wenzel 2019)

Die statistische Auswertung der N<sub>2</sub>O-Emissionsfaktoren pro Monat für den Betrieb mit vorgeklärtem Abwasser ergab Mittelwerte von 2,5 bis 3,5% N<sub>2</sub>O-N bezogen auf die zugeführte Stickstofffracht (Abbildung 81). Beim Betrieb mit Rohabwasser schwankten die monatlichen Mittelwerte zwischen 4 und 4,5% N<sub>2</sub>O-N bezogen auf die zugeführte Stickstofffracht (Pan 2020). Tendenziell ergeben sich damit für Rohabwasser höhere N<sub>2</sub>O-Emissionsfaktoren als mit vorgeklärtem Abwasser im Pilotversuch. Inwieweit das auf die wechselnde Zulaufqualität (z.B. CSB/N-Verhältnis) oder saisonale Einflüsse (z.B. Abwassertemperatur im Reaktor) zurückzuführen ist, konnte nicht abschließend geklärt werden. Eine leichte positive Korrelation der N<sub>2</sub>O-Emissionfaktoren mit der Abwassertemperatur im Reaktor deutet auf einen Einfluss dieses Parameters auf die Lachgasbildung hin (Pan 2020).



**Abbildung 81: Statistische Verteilung der N<sub>2</sub>O-Emissionsfaktoren der Nereda®-Pilotanlage pro Monat beim Betrieb mit vorgeklärtem Abwasser und Rohabwasser und Temperaturverlauf im Reaktor (Pan 2020)**

#### **Einordnung der berechneten Emissionsfaktoren**

Die Messung von Lachgas aus biologischen Prozessen der Abwasserreinigung wurde bereits in vielen Arbeiten untersucht. Neben den Ergebnissen aus dem Labor- und Pilotmaßstab sind dabei auch Großanlagen mit verschiedenen Verfahren der Abwasserreinigung näher untersucht worden (Aboobakar et al. 2013; Ahn et al. 2010; Daelman et al. 2013; Foley et al. 2010; Gruber et al. 2020; Yoshida et al. 2014). Dabei wurden N<sub>2</sub>O-Emissionsfaktoren im Bereich von 0,0025 bis 5,6% berichtet. Ein wichtiger Einfluss ist dabei die Länge der Messperiode: kürzere Messungen tendieren zu geringeren Faktoren, während in Langzeitmessungen über mehrere Monate und Jahreszeiten eher höhere Faktoren gemessen werden (Vasilaki et al. 2019).

Bei gut funktionierenden Belebungsanlagen mit weitgehender Denitrifikation liegen die N<sub>2</sub>O-Emissionsfaktoren meist bei 0,5-1% (Parravicini et al. 2016), teilweise auch darüber (Gruber et al. 2020). Eine schwankende Belastung der Anlagen und saisonale Einflüsse haben dabei einen hohen Einfluss auf die Emissionsfaktoren (Gruber et al. 2020).

Für das SBR-Verfahren mit aerobem granulierten Belebtschlamm gibt es bisher nur wenige Studien zur Lachgasbildung, meist im Labormaßstab und mit synthetischem Abwasser. Dabei wurden unterschiedliche Emissionsfaktoren zwischen 1 und 9% N<sub>2</sub>O-N bezogen auf die Stickstofffracht im Zulauf berichtet (Baeten 2020; Jahn et al. 2019). Eine höhere Schlammbelastung des Prozesses (g CSB/g oTR) führt dabei vermutlich zu höheren N<sub>2</sub>O-Emissionsfaktoren. Die erste Studie zur Lachgasmessung auf einer Großanlage mit granulierten Belebtschlamm in Epe (NL) im Juni 2012 ergab einen mittleren Emissionsfaktor von 0,7% (De Bruin et al. 2013), allerdings bei einer relativ kurzen Messdauer von 13 Tagen. Eine weitere Messung von N<sub>2</sub>O auf einer Großanlage mit dem Nereda®-Verfahren in Dinxperlo (NL) im August 2017 ergab einen sehr geringen Emissionsfaktor von 0,06%, welcher aber nur über 5 Tage gemessen wurde und daher durch die starken saisonalen Schwankungen der Lachgasbildung nach Aussagen des Autors als nicht repräsentativ anzusehen ist (Baeten 2020). Darüber hinaus gibt es momentan keine verfügbaren Langzeitmessungen von Lachgas aus Anlagen mit aerobem granulierten Belebtschlamm im Pilot- oder Großmaßstab.

Die gemessenen N<sub>2</sub>O-Emissionsfaktoren in dieser Studie liegen mit 2,5 - 4,5% N<sub>2</sub>O-N bezogen auf die Stickstofffracht im Zulauf deutlich höher als die bisher berichteten Emissionsfaktoren aus Großanlagen. Als mögliche Ursache für diese Abweichung zwischen Pilot- und Großmaßstab wurden in Rücksprache mit dem Anbieter folgende Punkte identifiziert:

- Die Reaktorgeometrie der Pilotanlage ist nicht mit Großanlagen vergleichbar (z.B. Verhältnis Höhe/Breite). Dadurch kann ggf. die Sauerstoffversorgung in der Nitrifikation nicht optimal sein, was zu erhöhten Lachgasemissionen führen kann.
- Im Pilotbetrieb wurden verschiedene Konfigurationen und Zulaufqualitäten über einen relativ kurzen Zeitraum getestet. Schwankende Prozessbedingungen können dabei zu einer erhöhten Lachgasbildung führen. Ein stabilerer Betrieb in einer Großanlage könnte damit zu niedrigeren Lachgasemissionen führen.
- Das CSB/N-Verhältnis im Pilotbetrieb war relativ niedrig, was teilweise zu einer unvollständigen Denitrifikation führte (vgl. Abbildung 65). Da die Denitrifikation als Senke für gebildetes N<sub>2</sub>O eingeschätzt wird (Conthe et al. 2019), kann dies zu einer erhöhten Emission von Lachgas führen. Auch aktuelle Modelle zur Abschätzung der N<sub>2</sub>O-Emissionsfaktoren gehen von einer höheren Emission bei mangelnder Denitrifikation aus (DWA 2017a).

Letztlich kann hier nicht abschließend geklärt werden, warum die berechneten Emissionsfaktoren in dieser Studie höher liegen als bei bisher vorliegenden Messungen an Großanlagen. Weitere Untersuchungen der Lachgasbildung im Verfahren mit granuliertem Belebtschlamm in Abhängigkeit von Prozessparametern und Abwasserqualität sind notwendig, um diesen Aspekt des Prozesses genauer zu verstehen und auch im Vergleich zu konventionellen Belebtschlammanlagen bewerten zu können.

#### 4.4 Zusammenfassung und Schlussfolgerungen

Insgesamt konnten aus dem Pilotbetrieb des Nereda®-Verfahrens auf dem Klärwerk Stahnsdorf wertvolle Erkenntnisse über Verfahrensweise, Prozessstabilität und Leistung des Verfahrens gewonnen werden (Tabelle 15). Folgende Schlussfolgerungen sind daraus zu ziehen:

- Das Nereda®-Verfahren mit granuliertem Belebtschlamm ist **prinzipiell für die Abwasserbehandlung in Berlin geeignet, erreichte aber in keiner Versuchsphase eine zuverlässige Einhaltung aller geforderten Ablaufwerte.**
- Nach einer Einfahrphase von ca. 6 Monaten bildete sich eine **stabile Granulation** im Belebtschlamm aus (Anteil der Granulen >60%). Die gemessene Konzentration an Belebtschlamm im Reaktor von 3-5 g/L TS liegt nach Angaben des Anbieters unter den typischen Werten für Großanlagen mit 6-8 g/L TS.
- Die Ablaufqualität des Verfahrens entsprach nicht durchgehend den hohen Anforderungen in Berlin. Insbesondere der **zeitweise hohe Feststoffaustrag aus dem Reaktor** (AFS-Spitzen bis 100 mg/L) führt zu einer Überschreitung der Zielwerte von AFS und damit auch der partikulär beeinflussten Parameter CSB und Gesamt-Phosphor. Untersuchungen zur Absetzbarkeit über das zeitabhängige Schlammvolumen nach Sedimentation deuten auf einen langsam sedimentierenden Anteil im Überschussschlamm der Pilotanlage hin, der ggf. bei der Beschickung aus dem Reaktor ausgetragen wird. Bei der Beurteilung der Zielerfüllung im AFS-Ablaufwert ist zu beachten, dass auch das bestehende Klärwerk zeitweise Betriebsprobleme mit schlecht absetzbarem Belebtschlamm in der Nachklärung hat.
- Inwieweit der Feststoffaustrag auf die kontinuierliche Rückführung von schlecht absetzbarem Überschussschlamm aus der Großanlage in den Zulauf der Pilotanlage zurückzuführen war, konnte nicht abschließend geklärt werden. Daher ist **für die großtechnische Umsetzung eine Nachreinigung des Ablaufs (Voll- oder Teilstrom) über eine Filtration** vorzusehen, um die hohen Anforderungen hinsichtlich des Feststoffgehalts sicher einzuhalten. Damit fällt der Vorteil einer möglichen Einsparung der Nachklärung mit dem Nereda®-Verfahren weg, sie fällt jedoch deutlich kleiner aus.
- Das Verfahren zeigte nach Optimierung der Prozesssteuerung eine **stabile Nitrifikations- und Denitrifikationsleistung** und eine **weitgehende biologische Phosphorelimination**, erreichte aber nur in einzelnen Versuchsphasen und mit Rohabwasser die geforderten Ablaufwerte. Inwieweit die Anforderungen für Stickstoff auch im Winterbetrieb eingehalten werden können, konnte nicht gezeigt werden.
- Die gleichzeitige Denitrifikation und biologische Phosphorelimination scheint durch das **relativ niedrige CSB/N- bzw. CSB/P-Verhältnis in vorgeklärtem Abwasser limitiert**. Darauf deutet auch die bessere Entfernungsleistung für Stickstoff und Phosphor mit Rohabwasser hin, in dem ein höheres CSB/N-Verhältnis vorliegt. Die besondere Situation im Klärwerk Stahnsdorf (vorgeklärtes Abwasser mit N-Rückbelastung über Faulschlammzentrat, Rohabwasser ohne Zentrat) und die Bedingungen der Pilotanlage (Siebbox wirkt als Vorreinigung des Rohabwassers) sind bei der Interpretation dieser Ergebnisse zu berücksichtigen.
- Die Anpassung der Prozessregelung vor Ort war nur über wenige definierte Parameter möglich und wurde darüber hinaus vom Anbieter über Fernzugriff gesteuert.
- Das Verhalten des Verfahrens bei Spitzenbelastung („Regenwetterfall“) konnte durch die eingeschränkte Möglichkeit der Prozesssteuerung vor Ort nicht abschließend untersucht werden. Zeitweise **Ablaufspitzen von Ammonium** sind auf eine **nicht optimierte Steuerung** der Belüftungsphasen zurückzuführen und daher in einer Großanlage nicht zu erwarten.

- Der Überschussschlamm der Pilotanlage erzielte **ähnliche Gaserträge wie der Belebtschlamm der Großanlage**. Der Überschussschlammfall konnte nicht bestimmt werden, nach Angaben des Anbieters liegt er im Bereich konventioneller Belebtschlammanlagen.
- Die kontinuierliche Messung von Lachgas aus der biologischen Umsetzung von Stickstoff über mehrere Monate ergab **Emissionsfaktoren zwischen 2,5 und 4,5 % N<sub>2</sub>O-N** bezogen auf die zugeführte Stickstofffracht. Dieser Wert liegt deutlich höher als die bisher vorliegenden kurzzeitigen Messungen auf Großanlagen mit granuliertem Belebtschlamm. Inwieweit diese erhöhten Emissionen auf Besonderheiten der Pilotanlage und des Pilotbetriebs mit Randbedingungen wie Temperatur oder Zulaufqualität zurückzuführen sind, konnte nicht abschließend geklärt werden.

Tabelle 15: Übersicht der Ergebnisse aus dem Pilotversuch mit granuliertem Belebtschlamm im Nereda®-Verfahren im durchflussproportionalen Betrieb

Parameter	Einheit	Zulauf mit vorgeklärtem Abwasser	Zulauf mit Rohabwasser	Bemerkungen
Anteil der Granulen	%	>60	>60	Einfahrphase etwa 6 Monate
Trockensubstanz im Reaktor	g/L	3-5	3-5	Geringer als in Großanlagen (6-8 g/L TS)
Schlammvolumen	mL/L	350-400 (nach 5 min) 200-300 (nach 30 min)		
<b>Ablaufqualität (Mittelwerte)</b>				
AFS	mg/L	82*	42*	ggf. Einfluss der Rückführung ÜS?
CSB	mg/L	109	86	Durch AFS beeinflusst
CSB filtriert	mg/L	35	36	
NH <sub>4</sub> -N	mg/L	0,3	0,6	
NO <sub>3</sub> -N	mg/L	10,7	4,8	ggf. limitiert durch CSB/N-Verhältnis
Gesamt-P	mg/L	6,5	3,8	Durch AFS beeinflusst
PO <sub>4</sub> -P	mg/L	3,7	1,4	ggf. limitiert durch CSB/P-Verhältnis
Biomethanpotential im ÜS	NL/kg oTR	169	167	Vergleichbar mit ÜS der Großanlage
Emission von Lachgas	% N <sub>2</sub> O-N/TN <sub>zu</sub>	2,5-3,5	4-4,5	Effekt der Pilotanlage?

\* Schlecht absetzbarer Überschussschlamm (ÜS) der Großanlage wird kontinuierlich in den Zulauf der Anlage zurückgeführt und könnte die Absetzbarkeit negativ beeinflussen

Mit diesen Erkenntnissen lässt sich das Nereda®-Verfahren für den möglichen Einsatz auf Berliner Klärwerken erstmalig bewerten. Aus den Betriebsdaten der Pilotanlage lassen sich wichtige Auslegungsparameter für eine erste großtechnische Dimensionierung des Verfahrens ableiten. Es konnten jedoch nicht alle Fragestellungen in den Versuchen abschließend geklärt werden. Insbesondere die **nicht immer zuverlässige Einhaltung der vorgegebenen Zielwerte für die Ablaufqualität** durch den Feststoffaustrag, aber auch das genaue Verhalten des Verfahrens im Falle länger andauernder Belastungsspitzen („Regenwetterfall“) und im Winterbetrieb verlangen für eine abschließende Bewertung der Eignung des Verfahrens **weitere Untersuchungen in größerem Maßstab und über längere Zeiträume**. Auch die vorliegenden Erkenntnisse zur Lachgasbildung im Verfahren sollten in weiteren Messungen in Großanlagen überprüft werden. Die vergleichende Bewertung des Verfahrens im folgenden Kapitel beruht auf den bisher gewonnenen Erkenntnissen und ist dementsprechend als vorläufig einzuordnen.

## 5 Ökologische und ökonomische Bewertung der Verfahren

### 5.1 Hintergrund und Ziele der Bewertung

Ziel dieses Arbeitspakets ist die ökologische und ökonomische Bewertung der innovativen Verfahren, die im Projekt näher untersucht wurden. Anhand eines ausgewählten Berliner Klärwerks sollen damit mögliche Vor- und Nachteile dieser neuen Verfahren im Vergleich zu einem Klärwerk mit konventionellem Verfahren (= Referenzsystem) dargestellt und quantifiziert werden. Dabei ist die gesamte Prozesskette der Abwasserreinigung und Klärschlammbehandlung bzw. -entsorgung zu betrachten, um alle Auswirkungen der Verfahren auf das Gesamtsystem abschätzen zu können.

Insbesondere stehen bei dieser Bewertung folgende Fragen im Vordergrund:

- Wie verbessert sich die **Energiebilanz des gesamten Systems** durch die Einführung der neuen Verfahren?
- Wie hoch ist die **Einsparung von Treibhausgasemissionen** durch die neuen Verfahren im Vergleich zu einem konventionellen Klärwerk? Dabei sind sowohl indirekte als auch direkte Emissionen (u.a. Lachgas) zu berücksichtigen.
- Wie hoch sind **Investitions- und Betriebskosten** der neuen Verfahren im Vergleich zu einem konventionellen Klärwerk?

Für die Bewertung der innovativen Verfahren wurde in enger Absprache mit den BWB das Klärwerk Stahnsdorf im Süden von Berlin ausgewählt. Das bestehende Klärwerk wurde in Teilen bereits in den 1930er Jahren errichtet und soll perspektivisch durch einen Neubau ersetzt werden. Dazu wurde bereits eine Machbarkeitsstudie im Auftrag der BWB erstellt (Adam et al. 2017), die ein neu zu errichtendes konventionelles Klärwerk mit aktueller Verfahrenstechnik beschreibt und damit als Referenzvariante dieser Untersuchung sehr gut geeignet ist. Dieser Referenz werden hier verschiedene Szenarien mit innovativen Verfahren gegenübergestellt, um so die möglichen ökologischen und ökonomischen Vorteile dieser Verfahren zu bestimmen. Dabei ist als Randbedingung gesetzt, dass alle bewerteten Verfahren die Zielwerte in der Ablaufqualität der Abwasserreinigung sicher einhalten müssen.

Als Methodik für die ökologische Bewertung wird die Lebenszyklusanalyse oder Ökobilanz (ISO 14040 2006; ISO 14044 2006) angewendet. Diese Methode erlaubt die umfassende Bewertung von Systemen über ihren Lebenszyklus, d.h. inklusive aller vor- und nachgelagerten Prozesse. So können neben den direkten Umweltwirkungen vor Ort (z.B. Luftemissionen aus der Abwasserreinigung) auch die indirekten Umweltwirkungen (z.B. Emissionen bei der Stromproduktion oder bei der Produktion von Chemikalien) mit einbezogen werden. Zudem erlaubt die Ökobilanz einen quantitativen Vergleich verschiedener gleichwertiger Systeme mit Bezug auf die gleiche funktionelle Einheit, so dass die Ergebnisse aller Szenarien direkt vergleichbar sind. Grundlage der Ökobilanz ist ein Stoffstrommodell für alle betrachteten Varianten, in dem alle wichtigen Stoffflüsse im Klärwerk, aber auch die benötigten Betriebsmittel (u.a. Strom, Chemikalien, Material für Infrastruktur) erfasst sind.

Für die ökonomische Bewertung wird eine Schätzung der Investitions- und Betriebskosten der innovativen Verfahren im Vergleich zum konventionellen Klärwerk durchgeführt. Dabei orientiert sich der Kostenrahmen an den vorhandenen Daten aus der Machbarkeitsstudie und passt diese über Auslegungsdaten der neuen Verfahren und entsprechenden Angaben der Anbieter an. Abschließend werden Investitions- und Betriebskosten über eine verzinsten Abschreibung auf Jahreskosten umgerechnet (LAWA 2005).

## 5.2 Methodik der Bewertung

Dieser Abschnitt beschreibt die angewandte Methodik der Ökobilanz und der Kostenrechnung. Vorab werden die betrachteten Varianten genauer definiert.

### 5.2.1 Definition der betrachteten Varianten

#### **Auswahl der innovativen Verfahren für die Bewertung**

In Absprache mit BWB wurden die untersuchten innovativen Verfahren anhand der Versuchsergebnisse einer ersten qualitativen Bewertung unterzogen, um ihre Relevanz für eine detaillierte ökologische und ökonomische Bewertung festzulegen. Dabei wurden beide getesteten Varianten des Nereda<sup>®</sup>-Verfahrens mit und ohne Vorklärung als sinnvoll für den Vergleich angesehen. Beide Varianten sind so zu entwerfen, dass die sichere Einhaltung der Zielwerte in der Ablaufqualität garantiert werden kann.

Für die Variante mit thermischer Hydrolyse wird im Vergleich nur die thermo-alkalische Hydrolyse nach dem Pondus-Verfahren herangezogen, weil die erhöhte Bildung von refraktärem CSB bei Thermo-Druck-Hydrolyse (z.B. im Cambi-Verfahren) ein Ausschlusskriterium für diesen Standort darstellt. Bei reduzierter Hydrolysetemperatur und damit geringerer Bildung von refraktärem CSB (vgl. Abbildung 21) erreicht die Thermo-Druck-Hydrolyse vergleichbare Mehrerträge im Faulgas wie die thermo-alkalische Hydrolyse, ist aber verfahrenstechnisch deutlich aufwändiger (Vorentwässerung, Dampferzeugung). Weiterhin ist eine Verbesserung der Entwässerbarkeit und damit der zu entsorgenden Klärschlammmenge, wie sie bei der Thermo-Druck-Hydrolyse zusätzlich erreicht wird, kein prioritäres Ziel der BWB für diesen Standort, da der entwässerte Klärschlamm vollständig in eigenen Verbrennungsanlagen entsorgt wird. Daher wurde in Absprache mit den BWB auf eine Bilanzierung einer Variante mit Thermo-Druck-Hydrolyse in dieser Studie verzichtet.

#### **Varianten für die Bewertung**

Aufbauend auf den verfügbaren Daten und den Ergebnissen der Labor- und Pilotversuche wurden in Absprache mit den BWB fünf Varianten für den Vergleich definiert (Tabelle 16):

- Der **Ist-Zustand des Klärwerks in 2018** (vgl. Abbildung 44) wird nur informativ in die ökologische Bewertung einbezogen, um die Unterschiede der Neubau-Varianten zur bestehenden Anlage darzustellen. Für die Klärschlammbehandlung wurde vereinfacht angenommen, dass der gesamte Klärschlamm vor Ort gefault und entwässert und dann in der bestehenden Klärschlammverbrennungsanlage (KVA) Ruhleben verbrannt wird. Das Faulgas wird vor Ort in Blockheizkraftwerken zu Strom und Wärme umgewandelt.
- Als **Referenz für den Vergleich** dient die Neuplanung des Klärwerks wie in der Machbarkeitsstudie ausgearbeitet (Adam et al. 2017). Verfahrenstechnisch beinhaltet diese Variante eine konventionelle Abwasserreinigung mit Vorklärung und einem Belebungsverfahren mit Kaskaden-Denitrifikation und Simultanfällung von Phosphor. Der Ausbau des Klärwerks mit einer vierten Reinigungsstufe ist in dieser Variante der Machbarkeitsstudie nicht enthalten. Der anfallende Klärschlamm wird eingedickt und ausgefault, dann entwässert und in der zukünftig neu errichteten KVA Waßmannsdorf verbrannt. Für die Bilanzierung des Betriebs der zukünftigen KVA stehen Planungsdaten der BWB zur Verfügung (Siepmann 2018). Das Faulgas wird vor Ort in Blockheizkraftwerken zu Strom und Wärme umgewandelt. Zur Verminderung der Rückbelastung ist eine Prozesswasserbehandlung (PWB) eingeplant.
- In der **Variante mit thermischer Hydrolyse** wird diese Planung durch eine thermo-alkalische Hydrolyse des Überschussschlammes nach dem Pondus-Verfahren erweitert. Dabei wird der Effekt der vorgeschalteten Hydrolyse auf den Faulgasertrag und die Rückbelastung aus den Ergebnissen der Pilotversuche (vgl. Kapitel 3) abgeschätzt. Betriebsdaten des Pondus-Verfahrens wie Strom- und Wärmebedarf werden nach Angaben des Anbieters angesetzt.

- Für die **Variante mit granuliertem Belebtschlamm** wird das Nereda®-Verfahren als biologische Stufe der Abwasserreinigung gewählt. Dabei werden sowohl die Ergebnisse des Pilotversuchs (vgl. Kapitel 4) als auch Angaben des Anbieters in die Bilanzierung mit einbezogen. Als Untervarianten des Verfahrens werden **zwei Alternativen mit und ohne Vorklärung** des Rohabwassers abgebildet. Zudem wird die biologische Phosphorentfernung durch eine Simultanfällung mit Dosierung von Eisensalzen unterstützt, um den Zielwert für Phosphor sicher einzuhalten. Ebenso wird ein Mikrosieb (10 µm Maschenweite) zur Nachreinigung des Ablaufs vorgesehen, um den im Pilotversuch beobachteten zeitweise hohen Feststoffaustrag (vgl. Kapitel 4.3) sicher zurückzuhalten. Die Klärschlammbehandlung findet wie in der Referenzvariante statt. Zusätzlich wird eine biologische Entschwefelung des Faulgases vorgesehen, da durch die weitgehend biologische Phosphorentfernung im Nereda®-Verfahren nur geringe Fällmittelmengen eingesetzt werden und daher die Bildung von hohen Gehalten an Schwefelwasserstoff (H<sub>2</sub>S) im Faulgas zu erwarten ist, der vor der Nutzung im BHKW zu entfernen ist.

Für alle Varianten wird ein möglicher Ausbau des Klärwerks mit einer vierten Reinigungsstufe zur weitergehenden Abwasserbehandlung nicht betrachtet. Eine Erweiterung des Klärwerks (z.B. mit Flockungsfiltration, Desinfektion, Spurenstoffentfernung) wird hier daher nicht mit bilanziert. Mögliche Auswirkungen der neuen Verfahren auf den Betrieb einer vierten Reinigungsstufe werden in der abschließenden Diskussion der Ergebnisse der Studie erörtert.

**Tabelle 16: Varianten für die ökologische und ökonomische Bewertung**

<b>Varianten</b>	<b>Abwasserbehandlung</b>	<b>Klärschlammbehandlung</b>	<b>Bemerkungen</b>
<b>Ist-Zustand (2018)</b>	Vorklärung, Belebung mit vorgeschalteter Denitrifikation und Bio-P/Simultanfällung	Faulung + KVA RUH	Bestehende Anlage in 2018, nur informativ
<b>Neubau 2030 (Referenz)</b>	Vorklärung, Belebung mit Kaskade und Simultanfällung	Faulung + KVA WAS + PWB	Referenzvariante nach Machbarkeitsstudie + Planungsdaten Mono-V
<b>Neubau mit Pondus</b>	Vorklärung, Belebung mit Kaskade und Simultanfällung	Pondus + Faulung + KVA WAS + PWB	Abschätzung Pondus-Hydrolyse nach Pilotversuchen
<b>Neubau mit Nereda (mit Vorklärung)</b>	Vorklärung, Nereda® mit Bio-P/Simultanfällung, Mikrosieb	Faulung + KVA WAS + PWB + Faulgasentschwefelung	Abschätzung Nereda® nach Pilotversuchen
<b>Neubau mit Nereda (ohne Vorklärung)</b>	Nereda® mit Bio-P/Simultanfällung, Mikrosieb	Faulung + KVA WAS + PWB + Faulgasentschwefelung	Abschätzung Nereda® nach Pilotversuchen

*KVA: Klärschlammverbrennung, WAS: Waßmannsdorf, RUH: Ruhleben  
PWB: Prozesswasserbehandlung*

### **Auslegung und Zielwerte**

Während sich der Ist-Zustand auf die realen Betriebsdaten im Jahr 2018 bezieht, sind alle anderen Varianten auf die Planungsdaten der Machbarkeitsstudie bezogen (Adam et al. 2017). Im Jahr 2018 behandelte das Klärwerk eine Abwassermenge von 18,76 Mio. m<sup>3</sup> bei einer mittleren Belastung von 938 mg/L CSB, was einer Zulaufkraft von etwa 402.000 Einwohnerwerten (EW) bei 120 g CSB pro Einwohner und Tag im Rohabwasser (DWA 2016a) entspricht.

Für den Neubau wird eine Ausbaugröße für ein mittleres Zulaufvolumen von 50.000 m<sup>3</sup> pro Tag (entsprechend 18,25 Mio. m<sup>3</sup> pro Jahr) bzw. eine Zulaufbelastung von 492.500 EW festgelegt. Die Abwassermengen sowie die Zulaufqualität des Rohabwassers und die entsprechenden Zielwerte für den Neubau wurden durch BWB vorgegeben (Tabelle 17). Diese Zielwerte sind auch für den Regenwetterfall mit erhöhtem Rohabwasserzulauf und in der qualifizierten Stichprobe (85%ile) zu erreichen, wobei ein längerer Frachtstoß mit konzentriertem Abwasser über 8 Stunden zu berücksichtigen ist, bevor eine Verdünnung einsetzt. Die Zielwerte sind vor einer ggf. notwendigen vierten Reinigungsstufe einzuhalten, die hier nicht betrachtet wird.

**Tabelle 17: Abwassermengen, Zulaufqualität und Zielwerte der Abwasserreinigung für die Varianten eines Klärwerk-Neubaus am Standort Stahnsdorf nach Vorgaben der BWB**

Parameter	Einheit	Zulauf Rohabwasser	Zielwert im Ablauf	Bemerkungen
Tagesmenge Trockenwetter	m <sup>3</sup> /d	50.000		Mittelwert (Qd)
Tagesspitze Trockenwetter	m <sup>3</sup> /h	3.125		Berechnung als Qd/16
Tagesspitze Regenwetter	m <sup>3</sup> /h	6.620		
AFS	mg/L	582	< 20	Zielwert vor der vierten Reinigungsstufe
CSB	mg/L	1.181	< 60	
N <sub>ges, anorg</sub>	mg/L	101	< 13	
NH <sub>4</sub> -N	mg/L	75	< 5	
Gesamt-P	mg/L	16	< 0,8	Zielwert vor der vierten Reinigungsstufe

### **5.2.2 Methodik der Bilanzierung**

#### **Ökologische Bewertung über Ökobilanz**

Ziel der Ökobilanz ist der Vergleich unterschiedlicher Varianten der kommunalen Abwasserreinigung am Standort Stahnsdorf in ihren potentiellen Umweltauswirkungen. Ein Fokus der Studie liegt dabei auf dem Energieverbrauch und den Emissionen von Treibhausgasen, die zum anthropogen beeinflussten Klimawandel beitragen.

Die Funktion des betrachteten Systems umfasst die Reinigung von kommunalem Abwasser auf die geforderten Zielwerte der Ablaufqualität, inklusive der Behandlung und Entsorgung von anfallendem Klärschlamm. Die funktionelle Einheit für den Vergleich ist die Reinigung des Abwasser pro Einwohnerwert und Jahr [EW\*a]<sup>-1</sup>, wobei der Einwohnerwert auf eine Rohwasserfracht von 120 g CSB pro EW und Tag berechnet wird (DWA 2016a). Alle anfallenden Umweltwirkungen werden auf diese Vergleichseinheit bezogen.

Die Systemgrenzen der Ökobilanz umfassen die Prozesse auf dem Klärwerk vom Zulauf des Rohabwassers bis zur Ableitung des Klarlaufs in den Vorfluter inkl. Klärschlammbehandlung, Transport und Entsorgung über Verbrennung (Abbildung 82). Bei der Klärschlammbehandlung anfallende

Produkte wie Strom und Wärme aus der Nutzung des Faulgases im Blockheizkraftwerk oder aus der Verbrennung des Klärschlammes werden über Gutschriften der substituierten Produkte (Netzstrom bzw. Fernwärme) angerechnet. Vor Ort genutzte Abwärme aus den BHKW zur Heizung von Faulturm, Prozesswasserbehandlung oder Gebäuden wird direkt verrechnet und daher nicht gutgeschrieben, Überschusswärme ohne Nutzung erhält also keine Gutschrift. Bei der Verbrennung entstehende Abwärme wird intern zur Vortrocknung genutzt und direkt verrechnet, nur die überschüssige Wärme wird wie in der Planung der KVA Waßmannsdorf vorgesehen für Fernwärme genutzt und damit gutgeschrieben. Zudem erfassen die Systemgrenzen alle relevanten Prozesse der Vor- und Nachkette, insbesondere die Bereitstellung von Strom, Chemikalien und weiteren Betriebsmitteln sowie Baumaterialien für die Errichtung der Infrastruktur.

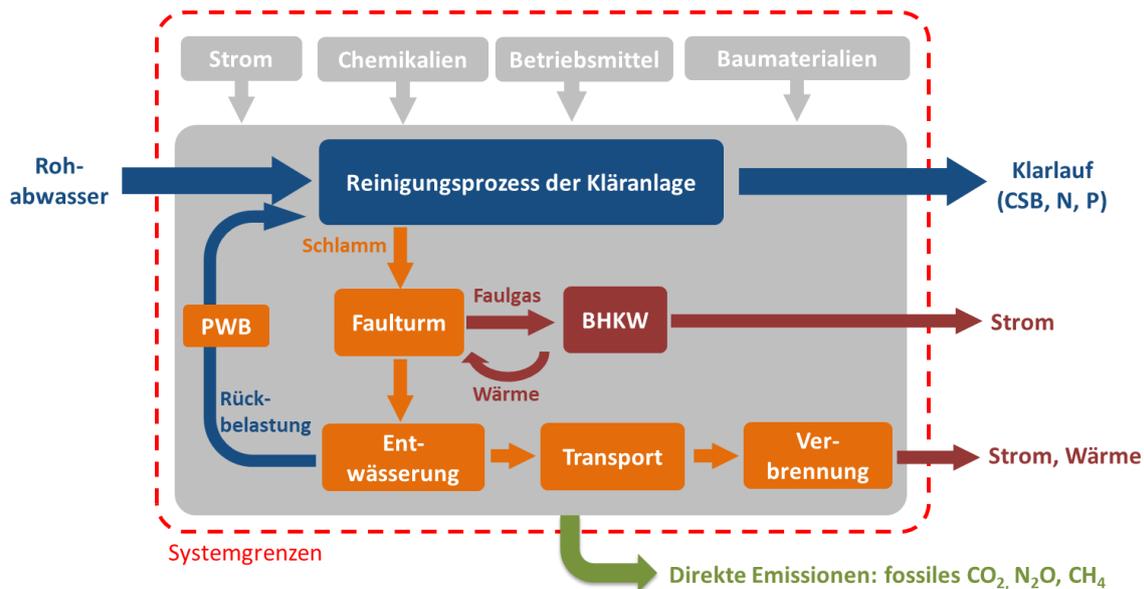


Abbildung 82: Systemgrenzen für die Bewertung der Verfahren über eine Ökobilanz

Die Modellierung der Stoffströme innerhalb des Systems erfolgt mit der Ökobilanz-Software UMBERTO® LCA+ (IFU 2017). Neben den primären Stofffluss- und Emissionsdaten der Prozesse wird für die Abbildung der Hintergrundprozesse die Ökobilanz-Datenbank ecoinvent (v3.6) verwendet (Ecoinvent 2019)

Als Indikatoren für die ökologische Bewertung werden folgende Größen berechnet:

- **Kumulierter Energieaufwand (KEA)** in Megajoule [MJ]: dieser Indikator summiert den Energieaufwand an nicht erneuerbaren Ressourcen aus fossilen und nuklearen Brennstoffen (KEA fossil + nuklear) und beschreibt damit auch die Energiebilanz des Systems (VDI 2012).
- **Treibhauspotential (THP) über 100 Jahre** in kg CO<sub>2</sub>-Äquivalenten [kg CO<sub>2</sub>-eq]: dieser Indikator summiert den Ausstoß von Treibhausgasen nach den Wirkfaktoren der IPCC über einen Wirkhorizont von 100 Jahren (IPCC 2014). Dabei werden neben fossilem CO<sub>2</sub> auch Lachgas (N<sub>2</sub>O) und Methan (CH<sub>4</sub>) erfasst. Das bei der Abwasserreinigung entstehende CO<sub>2</sub> aus der Umsetzung der Abwasserinhaltsstoffe wird ebenso wie das CO<sub>2</sub> aus der Verbrennung des organischen Anteils im Klärschlamm nicht auf das Treibhauspotential angerechnet, da es sich um biogenes CO<sub>2</sub> handelt.

#### Ökonomische Bewertung über Kostenschätzung für Investition und Betrieb

Für die ökonomische Bewertung werden die Investitions- und Betriebskosten der verschiedenen Varianten des Neubaus abgeschätzt. Grundlage für die Schätzung der Investitionskosten sind die

Angaben in der Machbarkeitsstudie (Adam et al. 2017) für die Errichtung eines neuen Klärwerks am Standort Stahnsdorf, die über geeignete Skalierungsfaktoren und Aufteilungen für die anderen Varianten umgerechnet werden. Für die neuen Verfahren werden dabei soweit vorhanden Angaben und Dimensionierung der Anbieter verwendet und diese an die Vorgaben der Machbarkeitsstudie angepasst. Die Berechnung der jährlichen Kapitalkosten erfolgt nach LAWA über den KFAKR-Faktor (LAWA 2005) mit einem Zinssatz von 4,7% nach Vorgaben der BWB. Die Abschreibungsdauern sind definiert als 30 Jahre für Gründungs- und Erdarbeiten, Beton und Ausbau, 15 Jahre für Maschinentechnik, und 10 Jahre für E-MSR-Technik und sonstige Ausgaben.

Für die Betriebskosten werden folgende Posten erfasst:

- Betriebsmittel: Strom und Chemikalien nach Prozessbilanzen je Variante, pauschal für Aktivkohle und Betriebsmittel der Abluftbehandlung
- Entsorgung: Klärschlamm nach Prozessbilanzen je Variante, pauschal für Rechengut
- Personal: Abschätzung nach DWA 271 (DWA 2017b) mit Aufschlägen für neue Verfahren
- Wartung: pauschaler Ansatz der jährlichen Wartungskosten als Anteil der Investitionen (0,5% pro Jahr für Bautechnik, 2,5% für Maschinentechnik und 1,5% für E-MSR-Technik)

Die Jahreskosten ergeben sich als Summe aus jährlichen Betriebskosten und Kapitalkosten. In dieser Studie werden aus Gründen des Datenschutzes nicht die absoluten Kosten der Varianten berichtet, sondern nur die relativen Kosten mit Bezug auf die Referenzvariante.

### 5.2.3 Daten für die Bilanzierung

Bei der Erhebung und Zusammenstellung der notwendigen Eingangsdaten für die Bilanzierung sind verschiedene Aspekte zu beachten:

- **Vergleichbarkeit der Varianten:** um alle betrachteten Varianten direkt vergleichbar zu machen, müssen alle gesammelten Daten und Erkenntnisse auf die gleichen Randbedingungen übertragen werden. Das betrifft vor allem die Menge und Qualität des Rohabwassers, aber auch die zu erreichenden Ablaufwerte. Als Grundlage für diesen Vergleich wurden die Definitionen dieser Parameter in der Machbarkeitsstudie für den Neubau des Klärwerk Stahnsdorf (Adam et al. 2017) herangezogen, die eine definierte Zulaufmenge und -qualität sowie bestimmte Zielwerte in der Ablaufqualität beinhalten. Somit müssen die Ergebnisse der Pilotversuche für die thermische Hydrolyse am Standort Waßmannsdorf auf Stahnsdorf übertragen werden. Das Nereda®-Verfahren wurde dagegen direkt am Standort Stahnsdorf mit vergleichbarer Abwasserqualität getestet und aufbauend auf diesen Erkenntnissen durch den Anbieter für den Neubau in Stahnsdorf ausgelegt.
- **Übertragung von Daten der Pilotversuche auf die großtechnische Umsetzung:** die Pilotversuche fanden in relativ kleinem Maßstab im Verhältnis zur späteren Ausbaugröße des Klärwerk Stahnsdorf statt. Daher sind viele Prozessdaten wie Stromverbrauch, Schlammproduktion oder Zentratqualität nicht direkt von den Versuchsdaten übertragbar, sondern müssen für eine großtechnische Umsetzung abgeschätzt bzw. extrapoliert werden. Wenn möglich basiert diese Übertragung der Ergebnisse auf relativen Effekten (%), die als vergleichbar angesehen werden. Zudem wurden auch Angaben der Anbieter zur großtechnischen Umsetzung der Prozesse genutzt, die auf Erfahrungen mit anderen Großanlagen beruhen.
- **Validierung der Daten:** ausgewählte Eingabedaten und Grundlagen der Bilanzierung wurden mit den Berliner Wasserbetrieben diskutiert und gemeinsam validiert. Damit soll die Qualität der Eingangsdaten gesichert sein, um zu einer belastbaren Grundlage für die Bewertung zu kommen. Dennoch ist festzuhalten, dass wichtige Parameter der Bewertung (z.B. Stromverbrauch) hier nicht vollständig validiert werden konnten und auf Annahmen bzw. Angaben der Anbieter beruhen. Für eine abschließende Validierung aller Eingangsdaten der

Bewertung sind weitere Untersuchungen notwendig, z.B. modellgestützte Vorhersagen der Systemleistung und des Energieverbrauchs der Systeme. Dies ist bei der Bewertung der Datenqualität und der Aussagekraft der nachfolgenden Bewertung zu beachten.

Die wichtigsten Eingangsdaten für die Bilanzierung der verschiedenen Varianten werden hier aggregiert berichtet. Dazu gehören Daten zu Schlammfall und Faulgasanfall, Energieverbrauch und -produktion, Chemikalienverbrauch sowie zu Lachgasemissionen (Tabelle 18). Dabei ist das erstellte Stoffstrommodell in der Software Umberto® Grundlage der aggregierten Daten. Im Folgenden wird kurz auf die wichtigsten Eingangsdaten und Annahmen eingegangen.

### ***Schlammfall und Faulgasertrag***

Im Ist-Zustand 2018 erzeugte das Klärwerk Stahnsdorf etwa 10 kg TS pro EW und Jahr als Primärschlamm und 12 kg TS/(EW\*a) als Überschussschlamm. Daraus werden 7,9 Nm<sup>3</sup> Faulgas pro EW und Jahr gewonnen. Der Methangehalt im Faulgas wird für alle Varianten auf 65 Vol-% festgelegt. Nach der Faulung verbleibt noch 59 kg Originalsubstanz (OS) pro EW und Jahr als entwässertes Faulschlamm zur Entsorgung.

In der Referenzvariante entsteht durch die höher angesetzte AFS-Fracht im Rohabwasser mehr Primärschlamm (12,9 kg TS/(EW\*a) oder +29%) sowie durch die P-Entfernung nur über chemische Fällung auch mehr Überschussschlamm (14,9 kg TS/(EW\*a)). Entsprechend erhöht sich auch die Faulgasmenge auf 8,4 Nm<sup>3</sup> pro EW und Jahr. Die zu entsorgende Menge an entwässertem Faulschlamm steigt auf 62 kg OS/(EW\*a).

Für die Variante mit thermo-alkalischer Hydrolyse bleibt der Schlammfall gleich, aber durch den höheren Abbaugrad erhöht sich die Menge an Faulgas auf 10,5 Nm<sup>3</sup> pro EW und Jahr (+20%). Durch den besseren Abbau reduziert sich die Menge an entwässertem Schlamm zur Entsorgung auf 54 kg OS/(EW\*a) oder 13%.

In der Nereda®-Variante mit Vorklärung ergibt sich eine vergleichbare Menge an Primärschlamm, aber deutlich weniger Überschussschlamm mit nur 11,8 kg TS pro EW und Jahr (-21%). Das liegt vor allem an der überwiegend biologischen P-Entfernung in diesem Verfahren, was zu einer geringeren Fällschlammmenge führt. Die Menge an gebildeter Biomasse im Nereda®-Verfahren ist nach Angaben des Anbieters mit der Referenzvariante im klassischen Belebtschlammverfahren vergleichbar. Folglich ergibt sich für die Nereda®-Variante auch eine ähnliche Faulgasproduktion (8,8 Nm<sup>3</sup> pro EW und Jahr), allerdings aufgrund des geringeren Fällmitteleinsatzes eine niedrigere Menge an entwässertem Schlamm zur Entsorgung (55 kg OS pro EW und Jahr).

Beim Betrieb ohne Vorklärung ist die Menge an Überschussschlamm und der resultierende Faulgasertrag schwierig vorherzusagen, da das Verhalten der nicht abgetrennten Feststoffe aus dem Rohabwasser im Nereda®-Verfahren nicht bekannt ist. Inwieweit diese durch Hydrolyse aufgeschlossen und abgebaut oder direkt in den Überschussschlamm ausgetragen werden, konnte im Pilotversuch nicht aufgeklärt werden. Aufbauend auf Abschätzungen des Anbieters wird hier von einem Gesamtschlammfall von 20,5 kg TS pro EW und Jahr ausgegangen, was in Summe etwa 87% der Schlammmenge (PS+ÜS) in der Variante mit Vorklärung entspricht. Der Faulgasertrag wurde mit 7,1 Nm<sup>3</sup> pro EW und Jahr abgeschätzt und damit etwa 20% geringer als in der Variante mit Vorklärung. Im Pilotversuch konnte kein höherer spezifischer Faulgasertrag des ÜS von Nereda® ohne Vorklärung gegenüber dem ÜS mit Vorklärung festgestellt werden (vgl. Abbildung 77), was jedoch auf eine anteilige Abscheidung der Feststoffe in der Siebbox zurückgeführt wurde. Durch diese Vorreinigung des Rohabwassers ist letztlich der ÜS im Pilotversuch nicht als repräsentativ für den ÜS des Betriebs mit Rohabwasser in der Großtechnik anzusehen. Dennoch wird vermutet, dass die Variante ohne Vorklärung insgesamt geringere Gaserträge liefert, da die Feststoffe im Reaktor schon teilweise hydrolysiert werden. Weitere Untersuchungen von ÜS-Anfall und -qualität sollten folgen, um die Schlamm Bilanz und den Faulgasertrag in der Nereda®-Variante ohne Vorklärung genauer zu bestimmen.

Tabelle 18: Schlammfall, Faulgasanfall, Bedarf und Produktion an Strom und Wärme, Chemikalienverbrauch und Emissionen der Szenarien für die ökologische Bewertung

Szenario	Einheit	Ist-Zustand (2018)	Neubau 2030 (Referenz)	Neubau mit Pondus	Neubau mit Nereda (mit Vorklärung)	Neubau mit Nereda (ohne Vorklärung)
<b>Schlammfall</b>						
Primärschlamm	kg TS/EW*a	10	12,9	12,9	12,9	0
Überschuss-schlamm	kg TS/EW*a	12	14,9	14,9	11,5	20
Faulschlamm	kg OS/EW*a	59	62	54	54	45
<b>Faulgasanfall</b>						
Volumen	Nm <sup>3</sup> /EW*a	7,9	8,7	10,5	8,7	7,0
Methangehalt	Vol.-%	65	65	65	65	65
<b>Strom</b>						
Bedarf KW	kWh/EW*a	26,5	29,3	30,3	22,0	26,4
Produktion KW	kWh/EW*a	13,3	22,2	26,8	22,3	18,0
Eigenversorgung KW	%	50	76	88	101	68
Produktion KVA	kWh/EW*a	1,0	6,1	4,2	6,4	5,3
<b>Wärme</b>						
Bedarf KW <sup>#</sup>	kWh/EW*a	12,2	19,0	19,1	15,9	13,7
Produktion KW	kWh/EW*a	27,9	39,8	45,3	37,6	31,0
Eigenversorgung KW	%	229	209	237	237	226
Produktion KVA	kWh/EW*a	-	34,3	26,0	34,0	28,2
<b>Chemikalien KW</b>						
FeCl <sub>3</sub> (40%)	kg/EW*a	3*	8,2	8,5	1,2	0,5
Polymer (100%)	kg/EW*a	0,2	0,22	0,2	0,21	0,21
NaOH (50%)	kg/EW*a	-	0,05	0,78	0,03	0,03
Aktivkohle (100%)	g/EW*a	-	2,9	3,5	2,9	2,4
<b>Emissionen</b>						
N <sub>2</sub> O in Biologie <sup>°</sup>	% N <sub>2</sub> O/N <sub>zu</sub>	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5
CH <sub>4</sub> aus Zentri-fuge nach Faulung	g/EW*a	6,8	8,4	8,4	7,4	6,5
N <sub>2</sub> O in KVA	g N <sub>2</sub> O/kg TR	990	300	300	300	300
BHKW	Annahmen: 0,5% Methanverlust durch Leckage, Emissionen nach Faulgasmenge: 2,5 mg CH <sub>4</sub> + 1,6 mg N <sub>2</sub> O pro MJ Heizwert					

EW: Einwohnerwert, KW: Klärwerk, KVA: Klärschlammverbrennung, TS: Trockensubstanz, OS: Originalsubstanz

<sup>#</sup> nur Faulung, Hydrolyse und Prozesswasserbehandlung, keine sonstigen Verbraucher

\* als Fe(II)SO<sub>4</sub> (Grünsalz)

<sup>°</sup> Biologische N-Entfernung im Belebtschlammverfahren und in der Prozesswasserbehandlung

### ***Stromverbrauch und -produktion***

Im Jahr 2018 verbrauchte das Klärwerk etwa 26,5 kWh Strom pro EW und erzeugte 13,3 kWh über Verstromung von Faulgas im BHKW, was einem Eigenversorgungsgrad von 50% entspricht. Die Verbrennung des entwässerten Faulschlammes in der KVA Ruhleben erzeugte netto 1 kWh/(EW\*a) an Überschussstrom.

Für den Neubau wird in der Referenzvariante ein etwas höherer Stromverbrauch von 29,3 kWh/(EW\*a) angenommen, was u.a. durch die neu hinzukommende Prozesswasserbehandlung begründet ist. Die Stromproduktion aus Faulgas erhöht sich bei etwas höheren Faulgasanfall deutlich auf 22,2 kWh/(EW\*a), vor allem durch bessere Nutzung in effizienteren BHKW-Modulen. Damit ergibt sich für die Referenzvariante bereits eine hohe bilanzielle Eigenstromversorgung von 76%. Zudem ist auch die Stromgewinnung in der zukünftigen KVA Waßmannsdorf deutlich besser (Nettogewinn von 380 kWh Strom pro t TR), so dass aus dem entwässerten Faulschlamm noch mal 6,1 kWh/(EW\*a) Strom gewonnen werden können.

Durch die Integration des Pondus-Verfahrens erhöht sich der Faulgasanfall um 20% im Mittel, damit steigt die Stromproduktion auf dem Klärwerk auf 26,8 kWh/(EW\*a). Im Stromverbrauch liegt diese Variante mit 30,3 kWh/(EW\*a) leicht höher als die Referenz: der Mehrverbrauch kommt durch die Pondus-Anlage selbst (1 kWh/m<sup>3</sup> ÜS oder 0,24 kWh/(EW\*a)), aber auch durch die erhöhte Rückbelastung in die Prozesswasserbehandlung (2,2 kWh/kg N oder 0,39 kWh/(EW\*a)) und die Aufbereitung des zusätzlichen Faulgases (0,17 kWh/(EW\*a)) zustande. Zudem erhöht sich trotz der Prozesswasserbehandlung auch die Rückbelastung des Hauptstroms mit Stickstoff, was zu einem leicht erhöhten Stromverbrauch in der biologischen Stufe von 0,18 kWh/(EW\*a) im Modell führt. Diese Variante erreicht damit eine Eigenstromversorgung von 88%. Bei der Schlammverbrennung wird durch die verminderte Faulschlammmenge und den geringeren Organik-Gehalt nach Pondus-Hydrolyse nur 4,2 kWh/(EW\*a) an Überschussstrom erzeugt.

Für die Variante mit Nereda<sup>®</sup>-Verfahren wurde die Abschätzung getroffen, dass sich der Stromverbrauch für die biologische Stufe um 43% reduzieren lässt. Diese Angabe beruht auf Berechnungen des Anbieters und Ergebnissen aus anderen großtechnischen Umsetzungen des Verfahrens (Pronk et al. 2015) und wird u.a. mit der bedarfsgerechten Belüftung im SBR-Verfahren und einem besseren Ertragskoeffizient des Sauerstoffeintrags begründet. Zudem kann bei diesem Verfahren auf Rührwerke und Rücklaufschlammumpfen verzichtet werden. Aus dem Pilotversuch konnten diese Annahmen nicht weiter bestätigt werden, da der Stromverbrauch der Pilotanlage nicht repräsentativ für die Großanlage ist. Damit ergibt sich für die Nereda<sup>®</sup>-Variante mit Vorklärung im Modell ein Stromverbrauch von 22,0 kWh/(EW\*a). Bei vergleichbarem Faulgasanfall liegt die Stromproduktion bei 22,3 kWh/(EW\*a), was einem Eigenversorgungsgrad von 101% entspricht und die Anlage damit bilanziell neutral macht. Die Stromerzeugung aus dem Faulschlamm in der KVA liegt mit 6,4 kWh/(EW\*a) leicht höher als die Referenz, da der Faulschlamm durch den geringeren Fällmitteleinsatz insgesamt einen höheren Organikanteil aufweist.

Für die Nereda<sup>®</sup>-Variante ohne Vorklärung wurde der Strombedarf im Modell analog auf 26,4 kWh/(EW\*a) abgeschätzt, die biologische Stufe verbraucht hier 16% weniger als in der Referenz. Die geringere Ersparnis im Vergleich zur Nereda<sup>®</sup>-Variante mit Vorklärung lässt sich auf die höhere Belastung der Biologie, aber auch auf den niedrigeren Sauerstoffertragskoeffizienten durch hohe TS-Frachten im Reaktor zurückführen. Insgesamt ist die Vorhersage des Stromverbrauchs der biologischen Reinigung für diese Variante mit hohen Unsicherheiten behaftet. Durch den geringeren Schlammfall und den niedrigeren Faulgasertrag wird deutlich weniger Strom im BHKW produziert (18,0 kWh/(EW\*a)), was insgesamt einen Eigenversorgungsgrad von nur 68% ergibt. Bei der Verbrennung des Klärschlammes in der KVA beträgt die Stromproduktion 5,3 kWh/(EW\*a).

### ***Wärmeverbrauch und -produktion***

Beim Wärmeverbrauch können alle Varianten den internen Wärmeverbrauch über die Abwärme aus den BHKW komplett abdecken. Dabei wird im hier nur der Wärmebedarf von Faulung (35 kWh/m<sup>3</sup>), Hydrolyse (60 kWh/m<sup>3</sup> ÜS) und Prozesswasserbehandlung (7 kWh/m<sup>3</sup>) angerechnet, weiterer Bedarf

für Gebäudeheizung etc. ist nicht berücksichtigt. Für die thermo-alkalische Hydrolyse wird angenommen, dass der hydrolysierte Überschussschlamm (65°C) mit kaltem Primärschlamm gemischt und damit der Faulturm beheizt wird. Zusätzliche Wärme für die Faulturmheizung ist für diese Variante im Vergleich zur Referenz nicht notwendig.

Die hohen Eigenversorgungsgrade in der Wärmebilanz von >200% in allen Varianten zeigen, dass insgesamt mit einem Wärmeüberschuss bei allen Varianten zu rechnen ist. Dieser Überschuss wird in der Bilanzierung nicht angerechnet (vgl. Kapitel 5.2.2). Die überschüssige Wärme aus der Schlammverbrennung wird zur Fernwärmeversorgung benutzt und ergibt je nach Variante und Klärschlammmenge bzw. -qualität eine Gutschrift von 26,0 bis 34,0 kWh/(EW\*a).

### **Chemikalienverbrauch**

Der Fällmittelverbrauch liegt im Ist-Zustand 2018 bei etwa 3 kg Fe(II)SO<sub>4</sub> pro EW und Jahr, da sowohl biologische als auch chemische P-Entfernung parallel genutzt werden. In der Referenzvariante wird eine vollständige chemische P-Fällung mit 8,2 kg FeCl<sub>3</sub> angenommen, das entspricht etwa 31 g Fe pro m<sup>3</sup> Rohabwasser. Durch die Hydrolyse steigt die Rückbelastung mit Phosphor leicht an, so dass hier 8,5 kg FeCl<sub>3</sub> pro EW und Jahr verbraucht werden (32 g Fe/m<sup>3</sup>). Für die Nereda<sup>®</sup>-Varianten ergibt sich im Modell ein Fällmittelverbrauch von 1,2 kg FeCl<sub>3</sub> pro EW und Jahr mit Vorklärung (5 g Fe/m<sup>3</sup>) bzw. 0,5 kg ohne Vorklärung (2 g Fe/m<sup>3</sup>). Diese Fällmittelmenge wurde über die verbleibende P-Konzentration im Ablauf des Nereda<sup>®</sup>-Verfahrens stöchiometrisch berechnet (1,5 mol Fe/Mol P).

Der Polymerbedarf für die Eindickung des Überschussschlammes und die Entwässerung des Faulschlammes ergibt sich direkt aus der Schlammmenge und liegt für alle Varianten bei 0,17 bis 0,22 kg Wirksubstanz (WS) pro EW und Jahr. Der relative Polymerbedarf wurde für alle Neubauvarianten mit 3,5 kg WS pro t TR für die Eindickung und 10 kg WS pro t TR für die Entwässerung berechnet.

Natronlauge (NaOH) wird für den Betrieb der Prozesswasserbehandlung (PWB), aber vor allem für die thermo-alkalische Hydrolyse benötigt. Für die PWB liegt der Bedarf bei 80 g NaOH (50%) pro m<sup>3</sup>. Der Verbrauch für die Hydrolyse liegt bei 2 L NaOH (50%) pro m<sup>3</sup> ÜS.

Für alle Varianten wird Aktivkohle zur Feinentschwefelung des Faulgases eingesetzt (~3 g pro EW\*a). Weitere Chemikalien zur biologischen Entschwefelung in den Nereda<sup>®</sup>-Varianten werden hier nicht berücksichtigt. Betriebsmittel für die KVA werden aus der Literatur übernommen (Remy & Jossa 2015).

### **Infrastruktur**

Für den Materialbedarf der Infrastruktur wurden vereinfacht nur die Mengen an Beton und Bewehrungsstahl für alle Neubau-Varianten berechnet. Als Grundlage wurden die Angaben in der Machbarkeitsstudie genommen, wo für die Referenzvariante 37751 m<sup>3</sup> Beton und 6240 t Stahl angesetzt sind. Für die Variante mit thermo-chemischer Hydrolyse ergeben sich 37644 m<sup>3</sup> Beton und 6235 t Stahl durch die etwas kleineren Faultürme und die größere Prozesswasserbehandlung. Für die Nereda<sup>®</sup>-Variante mit Vorklärung werden 38460 m<sup>3</sup> Beton und 6368 t Stahl benötigt, vor allem durch die größeren Beckenvolumina und die Mikrosiebung (Tabelle 20). Ohne Vorklärung ergibt für die Nereda<sup>®</sup>-Variante ein Bedarf von 34903 m<sup>3</sup> Beton bzw. 5727 t Stahl. Alle Baumaterialien werden über die technische Lebensdauer von 50 Jahren abgeschrieben.

### **Transporte**

Alle notwendigen Transporte in dieser Studie werden per LKW durchgeführt. Für den Transport von Klärschlamm zur Verbrennung wird für alle Varianten eine Entfernung von 30 km angesetzt. Für die Bereitstellung der Chemikalien wird eine Transportentfernung von 300 km angenommen, für die Baumaterialien 200 km für Stahl bzw. 50 km für Beton.

### **Direkte Emissionen an Lachgas bzw. Methan**

Die direkten Emissionen an Lachgas aus der biologischen Stickstoffentfernung werden hier für alle Verfahren mit 0,5 % N<sub>2</sub>O-N der Fracht im Zulauf (N<sub>zu</sub>) abgeschätzt. Dazu zählt neben den Belebtschlammverfahren im Hauptstrom auch die Prozesswasserbehandlung. In der Literatur

schwanken die Angaben für Emissionsfaktoren in Belebungsverfahren deutlich (Vasilaki et al. 2019), neuere Studien deuten jedoch auf relative niedrige Emissionsfaktoren bei gut funktionierender Denitrifikation hin (DWA 2017a; Gruber et al. 2020; Parravicini et al. 2016). Im Pilotversuch wurden für das Nereda®-Verfahren deutlich höhere N<sub>2</sub>O-Emissionsfaktoren ermittelt (vgl. Abbildung 81), die jedoch auf den Versuchsaufbau und die Eigenschaften der Pilotanlage zurückzuführen sein könnten. Großtechnische Untersuchungen ergaben bisher keine stark erhöhten N<sub>2</sub>O-Emissionsfaktoren für das Nereda®-Verfahren (Baeten 2020; De Bruin et al. 2013), sind jedoch durch die kurze Laufzeit auch nur bedingt aussagekräftig. Daher wird in diese Studie eine Sensitivitätsanalyse durchgeführt, um den Einfluss höherer N<sub>2</sub>O-Emissionsfaktoren auf die Bewertung des Nereda®-Verfahrens zu bestimmen. Methan wird auf dem Klärwerk aus dem Faulschlamm bei der Entwässerung freigesetzt. Hier wurde die Annahme einer vollständigen Sättigung des Faulschlammes mit gelöstem Methan (20 mg/L bei 30°C) getroffen, das bei der Entwässerung emittiert wird. Zudem ist bei der Faulgasnutzung auch ein gewisser Methanverlust anzunehmen, der hier mit 0,5% der Faulgasmenge angenommen wird. Weitere Emissionen an Methan und Lachgas entstehen bei der Verbrennung des Faulgases im BHKW, hier werden typische Emissionsfaktoren aus der Literatur angesetzt (Ronchetti et al. 2002). Für die Klärschlammverbrennung wird für die bestehende KVA Ruhleben ein N<sub>2</sub>O-Emissionsfaktor von 990 mg N<sub>2</sub>O/kg TR angesetzt (IPCC 2006), der für die neue KVA Waßmannsdorf durch geeignete Reduktionsmaßnahmen um 70% reduziert werden kann.

#### **Datensätze für die ökologische Bewertung**

Die Datensätze für die Hintergrundprozesse sind der Ökobilanz-Datenbank ecoinvent (v3.6) entnommen (Ecoinvent 2019). Alle Prozesse wurden über geeignete Datensätze abgebildet, in denen Energieaufwand und Treibhausgasemissionen bei der Bereitstellung bilanziert sind (Tabelle 19). Der Datensatz für den Strommix bezieht sich auf das Referenzjahr 2014.

**Tabelle 19: Datensätze für ökologische Bewertung der Hintergrundprozesse**

Prozess	Datensatz (ecoinvent v3.6)	Bemerkungen
<b>Stromproduktion</b>	market for electricity, medium voltage [DE]	Strommix D2014
<b>Gutschrift Fernwärme</b>	market for heat, district or industrial, natural gas [Europe without Switzerland]	
<b>FeCl<sub>3</sub></b>	market for iron (III) chloride, without water, in 40% solution state [GLO]	
<b>Polymer</b>	market for acrylonitrile [GLO]	0,746 kg Acrylonitrile pro kg Wirksubstanz im Polymer
<b>NaOH</b>	market for sodium hydroxide, without water, in 50% solution state [GLO]	
<b>Aktivkohle</b>	market for activated carbon, granular [GLO]	
<b>Beton</b>	market for concrete, for de-icing salt contact [CH]	
<b>Bewehrungsstahl</b>	reinforcing steel production [RoW]	
<b>Transport LKW</b>	transport, freight, lorry 16-32 metric ton, EURO5 [RER]	Klärschlamm: 30 km, Chemikalien: 300km
<b>Entsorgung Klärschlammasche</b>	market for process-specific burdens, slag landfill [Europe without Switzerland]	Deponie

### ***Eingabedaten für die Kostenrechnung***

Die Daten für die Kostenrechnung wurden grundsätzlich aus der Machbarkeitsstudie entnommen. Veränderungen der Varianten wurden durch Skalierung einzelnen Faktoren der Betriebs- und Investitionskosten ermittelt. Hier werden nur die grundsätzlichen Annahmen für diese Skalierung vorgestellt, die genauen Eingabedaten unterliegen der Geheimhaltung.

### ***Betriebskosten***

Für die Erhebung der Betriebskosten werden die Bilanzdaten aus dem Stoffstrommodell für die Ermittlung von Strombezug, Chemikalienbedarf und Menge des zu entsorgenden Klärschlammes verwendet (Tabelle 18). Mithilfe von festgelegten Einheitspreisen können darüber die anfallenden Betriebskosten der jeweiligen Varianten berechnet werden. Darüber hinaus wird der Personalbedarf für den Betrieb nach Vorgaben der Machbarkeitsstudie ermittelt (DWA 2017b). Für die Varianten mit Nereda<sup>®</sup>-Verfahren wird der Personalbedarf wegen der notwendigen biologischen Faulgasentschwefelung mit relativ hohem Wartungsaufwand in dieser Studie mit 5% höher als in der Referenz angenommen. Für die Personalkosten wird ebenso wie für die Klärschlamm Entsorgung mit festen Kostensätzen pro Einheit gerechnet. Weiterhin ergeben sich Wartungs- und Instandhaltungskosten als relativer jährlicher Anteil der Investitionskosten von 0,5% pro Jahr für Bautechnik, 2,5% für Maschinenteknik und 1,5% für EMSR-Technik.

### ***Investitionskosten***

Die Investitionskosten für die Varianten wurden prinzipiell auf der Grundlage der Machbarkeitsstudie abgeschätzt (Adam et al. 2017). Diese weist für die unterschiedlichen Stufen des Klärwerks detaillierte Kosten für Gründungs-/Erdarbeiten, Betonarbeiten, Ausbau, Maschinenteknik, EMSR-Technik sowie Sonstiges aus. Diese Kosten wurden für die Referenzvariante übernommen und über geeignete Faktoren für die anderen Varianten skaliert.

Für die thermo-alkalische Hydrolyse wurden die Investitionskosten auf Grundlage der Machbarkeitsstudie (Variantenbetrachtung für Pondus-Verfahren) abgeschätzt. Zudem ergeben sich für diese Variante durch die niedrigere Faulzeit Einsparungen bei den Investitionskosten für die Faulbehälter um 6% (Adam et al. 2017). Durch die höhere Rückbelastung steigen die Kosten für die Prozesswasserbehandlung um 20% (Tabelle 20).

Für die Varianten mit Nereda<sup>®</sup>-Verfahren wurde eine Auslegung des Verfahrens durch den Anbieter vorgenommen, deren Annahmen weiter unten vorgestellt werden. Daraus ergibt sich ein benötigtes Beckenvolumen, über das die Investitionskosten für die biologische Stufe im Verhältnis zur Referenzvariante skaliert werden. Kosten für Nachklärung und Rücklaufschlammumpwerk fallen im Nereda<sup>®</sup>-Verfahren nicht an. Zudem wird in der Variante ohne Vorklärung dieser Kostenanteil nicht angerechnet. Dafür wird für beide Varianten als Nachreinigung ein Mikrosieb mit 10 µm Maschenweite vorgesehen, dass nach Angaben aus Vorgängerprojekten ausgelegt und kostenmäßig abgeschätzt wird (Remy 2013). In der Schlammbehandlung wird das Faulturmvolume entsprechend dem geringeren Schlammanfall reduziert (Tabelle 20). Die Kosten der biologischen Faulgasentschwefelung werden hier pauschal abgeschätzt.

### ***Auslegung des Nereda<sup>®</sup>-Verfahrens***

Die biologische Stufe des Nereda<sup>®</sup>-Verfahrens wurde durch den Anbieter RHDHV nach den Vorgaben der BWB (vgl. Tabelle 9) ausgelegt. Dabei spielen verschiedene Faktoren eine Rolle, die im Folgenden kurz erläutert werden.

Der entscheidende Fall für die Auslegung der biologischen Stufe ist die maximale Belastung des Verfahrens im Regenwetterfall. Hierfür wird ein Frachtstoß von 8 Stunden mit maximalem Zulaufvolumenstrom und maximaler Abwasserkonzentration angesetzt. Über die sich daraus ergebende Belastung der Anlage und die vorgegebenen Zielwerte wird über Simulationsmodelle das notwendige Beckenvolumen für die beiden Varianten ermittelt.

Ein wichtiger Parameter für die Auslegung ist der Biomassegehalt im Reaktor, der zusammen mit den Abbaugeschwindigkeiten die maximale Raumabbauleistung des Verfahrens bestimmt. Das konventionelle Belebtschlammverfahren wurde in der Machbarkeitsstudie mit einer Schlammkonzentration von 4 g TS pro L ausgelegt. Nach Angaben des Anbieters kann das Nereda®-Verfahren bei höheren Schlammkonzentrationen von 6-8 g TS pro L betrieben werden, die in Großanlagen zuverlässig erreicht werden. Diese Angaben konnten im Pilotversuch nicht bestätigt werden (vgl. Abbildung 74). Die Auslegung des Nereda®-Verfahrens erfolgte hier unter Annahme der höheren Schlammkonzentrationen und der im Pilotversuch gemessenen Abbaugeschwindigkeiten, insbesondere für den Stickstoffabbau.

Für die Auslegung wurde durch den Anbieter eine Schlammkonzentration von 6,5 g/L angenommen. Daraus ergab sich im Vergleich zum Pilotversuch (3,5 g/L TS im Mittel) bei Annahme vergleichbarer Abbaugeschwindigkeiten eine mögliche Steigerung der maximalen Raumabbauleistung um 80%. Um die geforderten Ablaufwerte sicher einhalten, wurde durch den Anbieter eine geringere Steigerung der Raumabbauleistung um 40% angesetzt. Für den Regenwetterfall wurden dagegen hohe Abbaugeschwindigkeiten für die Denitrifikation angenommen, die im Pilotversuch nur unter hoher Belastung gemessen wurden. Die Bemessung des Nereda®-Betriebs ohne Vorklärung erfolgte rein nach den Vorgaben des Anbieters und nicht auf Grundlage der Ergebnisse des Pilotversuchs.

Für die Nereda®-Variante mit Vorklärung ergab sich ein Beckenvolumen von 75.000 m<sup>3</sup> für die sechs SBR-Reaktoren zuzüglich eines Zulaufpuffers von 4.800 m<sup>3</sup> (Tabelle 20). Zur Vergleichsmässigung des Frachtstoßes im Regenwetterfall wird zudem ein Mischwasserspeicher mit 18.000 m<sup>3</sup> vorgesehen. Bei der Variante ohne Vorklärung wird ein Beckenvolumen von 69.000 m<sup>3</sup> für die SBR-Reaktoren sowie ein Zulaufpuffer von 5.000 m<sup>3</sup> eingeplant, der Mischwasserspeicher verkleinert sich auf 12.000 m<sup>3</sup>. Insgesamt wird deutlich, dass die Summe aus SBR-Reaktor und Zulaufpuffer für den Betrieb mit Vorklärung (79.800 m<sup>3</sup>) in etwa dem Beckenvolumen der Referenzvariante (81.125 m<sup>3</sup>) entspricht.

**Tabelle 20: Grundlagen für die Kostenrechnung: Verfahren, Beckenvolumina in der biologischen Stufe, Art der Nachklärung und weitere wichtige Veränderungen in den Investitions- und Betriebskosten**

Szenario	Neubau 2030 (Referenz)	Neubau mit Pondus	Neubau mit Nereda (mit Vorklärung)	Neubau mit Nereda (ohne Vorklärung)
Verfahren für Biologie	Vorgeschaltete Denitrifikation (Kaskade) mit Simultanfällung		Ausgleichsbehälter + 6 SBR-Reaktoren + Mischwasserspeicher	
TS in Belebung (Auslegung)	4 g/L	4 g/L	6,5 g/L	6,5 g/L
Beckenvolumen	81.125 m <sup>3</sup>	81.125 m <sup>3</sup>	4.800 m <sup>3</sup> (Puffer) 75.000 m <sup>3</sup> (SBR) 18.000 m <sup>3</sup> (MiWa)	5.000 m <sup>3</sup> (Puffer) 69.000 m <sup>3</sup> (SBR) 12.000 m <sup>3</sup> (MiWa)
Nachklärung	6 Rundbecken mit insgesamt 6.000 m <sup>2</sup> Oberfläche		Mikrosieb (10 µm Maschenweite) mit 1230 m <sup>2</sup> Filterfläche	
Investitions- kosten	-	Faulturm: -6% PWB: +20%	Faulturm: -3% FG-S: Schätzung	Keine Vorklärung Faulturm: -25% FG-S: Schätzung
Betriebskosten	-	NaOH	Personal: +5%	Personal: +5%

VK: Vorklärung, MiWa: Mischwasserspeicher, PWB: Prozesswasserbehandlung, FG-S: Faulgasentschwefelung

### Beurteilung der Datenqualität

Eine Übersicht über die Datenquellen für die Bewertung zeigt, dass die innovativen Verfahren nur zum Teil auf Basis der Ergebnisse der Pilotversuche bewertet wurden (Tabelle 21). Dabei konnten insbesondere für das Pondus-Verfahren die entscheidenden Parameter (Faulgasmehrertrag, Betriebsmittelbedarf, Rückbelastung) direkt aus den Pilotversuchen übernommen werden. Für das Nereda®-Verfahren beruht die Bewertung überwiegend auf Modellabschätzungen und Angaben des Anbieters und konnten durch den Pilotversuch nur bedingt überprüft werden. Die wichtigen Parameter Strombedarf, Schlammfall und Faulgasertrag sowie die Lachgasemissionen konnten nur über Annahmen abgebildet werden, da sie im Pilotversuch nicht direkt bzw. nicht repräsentativ gemessen wurden. Dies ist bei der abschließenden Einordnung der Bewertung zu berücksichtigen.

Tabelle 21: Übersicht der Datenquellen für die Bewertung

Parameter	Neubau 2030 (Referenz)	Neubau mit Pondus	Neubau mit Nereda (mit Vorklärung)	Neubau mit Nereda (ohne Vorklärung)
<b>Ablaufwerte KW</b>	Per Definition in allen Varianten gleich (= Zielwerte der BWB)			
<b>Auslegung Biologie</b>	Machbarkeitsstudie, Berechnung nach A131 (DWA 2016a)		Berechnung durch Anbieter	
<b>Rückbelastung über Prozesswasser</b>	Machbarkeitsstudie	Daten der Pilotversuche	Berechnung durch KWB	Berechnung durch KWB
<b>Prozesswasserbehandlung</b>	Daten BWB	Umrechnung (Volumen, N-Fracht)		
<b>Schlammfall</b>	Machbarkeitsstudie	Analog Machbarkeitsstudie	ÜS: Biomasse vergleichbar, weniger Fällschlamm	ÜS: Biomasse vergleichbar + anteiliger PS, weniger Fällschlamm
<b>Faulgasproduktion</b>	Machbarkeitsstudie	Daten der Pilotversuche	Schätzung	Schätzung
<b>Schlammverbrennung</b>	Planungsdaten der BWB für KVA Waßmannsdorf			
<b>Strombedarf</b>	Machbarkeitsstudie	Abschätzung über Daten vom Anbieter		
<b>Wärmebedarf</b>	Machbarkeitsstudie	Berechnung + Daten Anbieter	Berechnung über Schlammvolumen in der Faulung	
<b>Fällmittel</b>	Machbarkeitsstudie	Schätzung über Rückbelastung	Berechnung für Zielwert Gesamt-P (nach Ablaufwert Bio-P)	
<b>Polymer</b>	Machbarkeitsstudie	Nach Schlammfall mit vergleichbaren Annahmen		
<b>Personalbedarf</b>	DWA M271	Kein Mehrbedarf	Schätzung durch KWB	
<b>Lachgas</b>	Schätzung	Schätzung	Schätzung	Schätzung

ÜS: Überschussschlamm, PS: Primärschlamm, KVA: Klärschlammverbrennungsanlage

### 5.3 Ergebnisse der Bewertung

Dieses Kapitel enthält die Ergebnisse der ökologischen und ökonomischen Bewertung der definierten Varianten für den Vergleich. Am Ende werden die erzielten Ergebnisse zusammengefasst und übergreifend diskutiert.

#### 5.3.1 Ökologische Bewertung: kumulierter Energieaufwand und Emission von Treibhausgasen

##### **Kumulierter Energieaufwand (KEA)**

Der KEA des IST-Zustands in 2018 beläuft sich netto auf 144 MJ pro EW und Jahr (Abbildung 83). Der Gesamtaufwand für den Betrieb des Klärwerks liegt bei 273 MJ/(EW\*a) und wird hauptsächlich durch den Stromverbrauch der Abwasserreinigung (67%) und der Schlammbehandlung (20%) bestimmt. Die Produktion der eingesetzten Chemikalien trägt nur geringfügig zum KEA bei (9%), ebenso der Transport von Klärschlamm (2%) und die Monoverbrennung (2%). Als Gutschrift für den im BHKW produzierten Strom fallen -129 MJ/(EW\*a) an, die den Gesamtenergieaufwand zu 47% ausgleichen. Dennoch bleibt ein erheblicher Netto-Energieaufwand für den Betrieb des Klärwerks bestehen.

Für den konventionellen Neubau 2030 als Referenz steigt der KEA für den Betrieb auf 333 MJ/(EW\*a). Das liegt vor allem am höheren Stromverbrauch, der 79% zum Gesamtaufwand beiträgt. Aber auch der höhere Fällmittelverbrauch macht sich im KEA deutlich bemerkbar, der den Aufwand für Chemikalien auf 15% steigen lässt. Neben Klärschlammtransport (2%) und Verbrennung (2%) kommt noch der Materialaufwand für die Infrastruktur des neuen Klärwerks (2%) dazu. Durch die bessere Nutzung des Faulgases kann bei dieser Variante mehr Strom im BHKW produziert werden (-235 MJ/(EW\*a)), aber auch die optimierte Verbrennung mit Nettoproduktion von Strom (-18 MJ/(EW\*a)) und vor allem Fernwärme (-115 MJ/(EW\*a)) verbessert die Energiebilanz erheblich. Letztlich liegt der Netto-KEA hier bei -36 MJ/(EW\*a), d.h. das Klärwerk ist in dieser Variante bereits energieneutral zu betreiben. Dabei spielt neben der hohen Eigenstromversorgung (76%) die Energierückgewinnung in der Schlammverbrennung eine entscheidende Rolle, ohne sie wäre der Netto-KEA des Klärwerks nur bei +97 MJ/(EW\*a).

Mit Einführung eines Pondus-Verfahrens zur thermo-alkalischen Hydrolyse steigt der Energieaufwand für das System auf 347 MJ/(EW\*a), vor allem durch den höheren Stromverbrauch (+9 MJ/(EW\*a)) und die benötigte Natronlauge (+7 MJ/(EW\*a)). Dieser Mehraufwand kann durch die Gutschriften nicht ausgeglichen werden, so dass der Netto-KEA auf -17 MJ/(EW\*a) steigt und damit schlechter liegt als die Referenz.

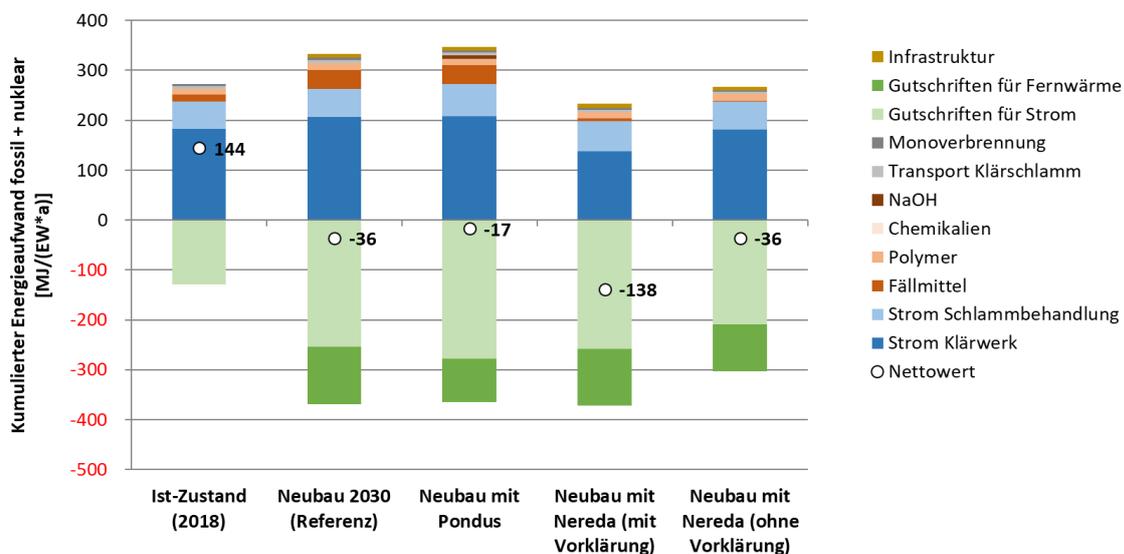


Abbildung 83: Kumulierter Energieaufwand aller untersuchten Verfahrenskombinationen im Vergleich

Trotz der höheren Faulgasproduktion mit Hydrolyse und der daraus resultierenden höheren Eigenstromversorgung auf dem Klärwerk (88%) ist diese Variante also energetisch nicht vorteilhaft, was vor allem an der geringeren Energierückgewinnung in der Schlammverbrennung liegt. Es zeigt sich, dass der vorhandene Energiegehalt im Klärschlamm zur einmal genutzt werden kann: bei höherem Abbau im Faulurm steigt zwar die Gasproduktion und die damit die energetische Nutzung auf dem Klärwerk, aber die Energierückgewinnung in der Schlammverbrennung sinkt in gleichem Ausmaß. Insgesamt liegen die Gutschriften in dieser Variante mit  $-368 \text{ MJ}/(\text{EW}^*\text{a})$  in der gleichen Größenordnung wie bei der Referenz und können den Mehraufwand der Hydrolyse nicht ausgleichen. Für die Nereda®-Variante mit Vorklärung sinkt der energetische Aufwand für den Betrieb deutlich gegenüber der Referenz und beträgt nur noch  $233 \text{ MJ}/(\text{EW}^*\text{a})$ . Das liegt vor allem an dem niedrigeren Stromverbrauch für die Abwasserreinigung ( $-33\%$ ), aber auch an dem geringen Fällmitteleinsatz. Auf der Seite der Gutschriften liegt die Variante mit  $-371 \text{ MJ}/(\text{EW}^*\text{a})$  vergleichbar mit der Referenz. Insgesamt beträgt der Netto-KEA hier  $-138 \text{ MJ}/(\text{EW}^*\text{a})$ , weist also einen deutlichen Energieüberschuss für den Betrieb des Klärwerks aus.

Der Betrieb des Nereda®-Verfahrens ohne Vorklärung führt zu höherem Stromverbrauch in der Abwasserbehandlung für dieses Verfahren. Dennoch kann auch diese Variante gegenüber der Referenz den Energieaufwand auf  $267 \text{ MJ}/(\text{EW}^*\text{a})$  reduzieren. Durch die geringere Schlammmenge und den niedrigeren Faulgasertrag sind hier aber die Gutschriften insgesamt niedriger als in allen anderen Varianten und betragen in Summe nur  $-303 \text{ MJ}/(\text{EW}^*\text{a})$ . Dies führt letztlich dazu, dass die Nereda®-Variante ohne Vorklärung in Netto-KEA mit  $-36 \text{ MJ}/(\text{EW}^*\text{a})$  vergleichbar zur Referenz liegt. Diese Variante bietet also keine energetischen Vorteile, da sowohl Aufwand als auch Gutschriften in ähnlichem Maße sinken.

Verdeutlicht werden diese Ergebnisse durch die Betrachtung der jeweiligen Unterschiede im KEA zwischen Referenz und neuen Verfahren (Abbildung 84). Für die Pondus-Variante überwiegt der energetische Mehraufwand für das Verfahren und die gesunkene Fernwärmegutschrift in Summe den Stromvorteil des Verfahrens, so dass sich insgesamt der Netto-KEA um  $+18 \text{ MJ}/(\text{EW}^*\text{a})$  erhöht. Beim Nereda®-Verfahren mit Vorklärung summieren sich die Einsparungen im Stromverbrauch und beim Fällmittel zum Gesamtvorteil von  $-102 \text{ MJ}/(\text{EW}^*\text{a})$ , ein Mehrverbrauch ist hier in keinem Systembestandteil vorhanden. Bei der Nereda®-Variante ohne Vorklärung gleichen sich Einsparungen bei Strom und Fällmittel mit der geringeren Gutschrift für Strom und Fernwärme durch weniger Schlammfall aus, so dass der Netto-KEA sich gegenüber der Referenz nicht ändert.

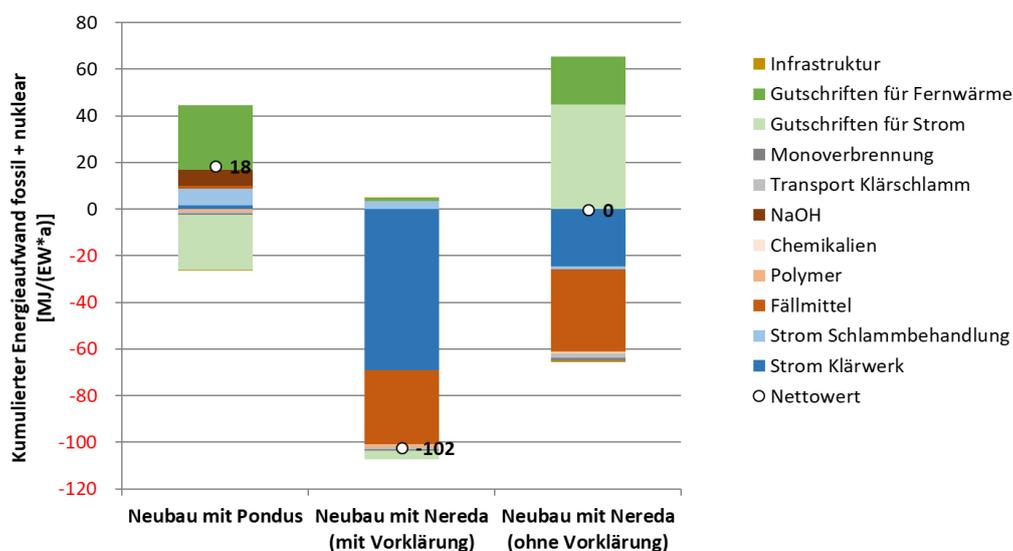


Abbildung 84: Unterschiede im kumulierten Energieaufwand der innovativen Verfahren im Vergleich zur konventionellen Neubau-Variante als Referenz

### Treibhauspotential (THP)

Für den Ist-Zustand des Klärwerks in 2018 ergibt sich ein Netto-THP von 23,3 kg CO<sub>2</sub>-eq pro EW und Jahr (Abbildung 85). In Summe entsteht beim Betrieb ein THP von 32,1 kg CO<sub>2</sub>-eq/(EW\*a), das durch Gutschriften für den erzeugten Strom von -8,9 kg CO<sub>2</sub>-eq/(EW\*a) zu 28% ausgeglichen werden kann. Das betriebliche THP wird vor allem durch die indirekten Emissionen aus dem Stromverbrauch bestimmt (51%), ein kleinerer Teil entsteht bei der Produktion der benötigten Chemikalien und Betriebsstoffe (5%). Bei den direkten Emissionen stammt der überwiegende Beitrag zum THP aus den Lachgasemissionen der biologischen Stufe (28%), dazu aus Methanverlusten in der Zentrifuge (0,6%) sowie Lachgas- und Methanemissionen des BHKW (1,8%). Die Monoverbrennung trägt weitere 13% zum Gesamt-THP bei, überwiegend durch die hohen Lachgasemissionen aus der Wirbelschicht. Der Klärschlammtransport hat mit 1% nur einen kleinen Beitrag zum THP. Insgesamt zeigt die Betrachtung des Ist-Zustands, dass neben den indirekten Emissionen aus der Energiebereitstellung auch die direkten Emissionen an verschiedenen Stellen des Gesamtsystems für das THP wichtig sind, insbesondere Lachgas aus der biologischen Stufe und der Monoverbrennung von Klärschlamm.

Durch die sehr gute Energiebilanz der konventionellen Neubau-Variante als Referenz ergibt sich hier ein deutlich geringeres Netto-THP mit 10,1 kg CO<sub>2</sub>-eq pro EW und Jahr (Abbildung 85). Dafür ist vor allem die hohe Gutschrift von -23,8 kg CO<sub>2</sub>-eq/(EW\*a) für Strom und Fernwärme verantwortlich, die das betriebliche Gesamt-THP von 33,9 kg CO<sub>2</sub>-eq/(EW\*a) zu 70% ausgleichen kann. Wieder tragen neben den indirekten Emissionen aus der Energiebereitstellung (53% des THP) und der Produktion von Chemikalien (10%) und Baumaterial (3%) auch die direkten Emissionen deutlich zum THP bei. Neben Lachgas aus der biologischen Stufe (22%) fällt nun auch Lachgas aus der Prozesswasserbehandlung (4%) an, ebenso wie weitere Emissionen aus Zentrifuge und BHKW (3%). Der Beitrag der Monoverbrennung zum THP ist beim Neubau geringer mit nur 5%, da hier für die moderne KVA Waßmannsdorf eine gezielte Reduktion der Lachgasemissionen um 70% angenommen wurde. Insgesamt zeigt die Bewertung der Referenz-Variante, dass das System Klärwerk auch mit neutraler Energiebilanz (vgl. Abbildung 83) durch die signifikanten direkten Emissionen von Lachgas an verschiedenen Stellen immer noch einen deutlichen Beitrag zum THP liefert. Ohne Anrechnung der direkten Lachgasemissionen wäre diese Variante auch im THP etwa neutral.

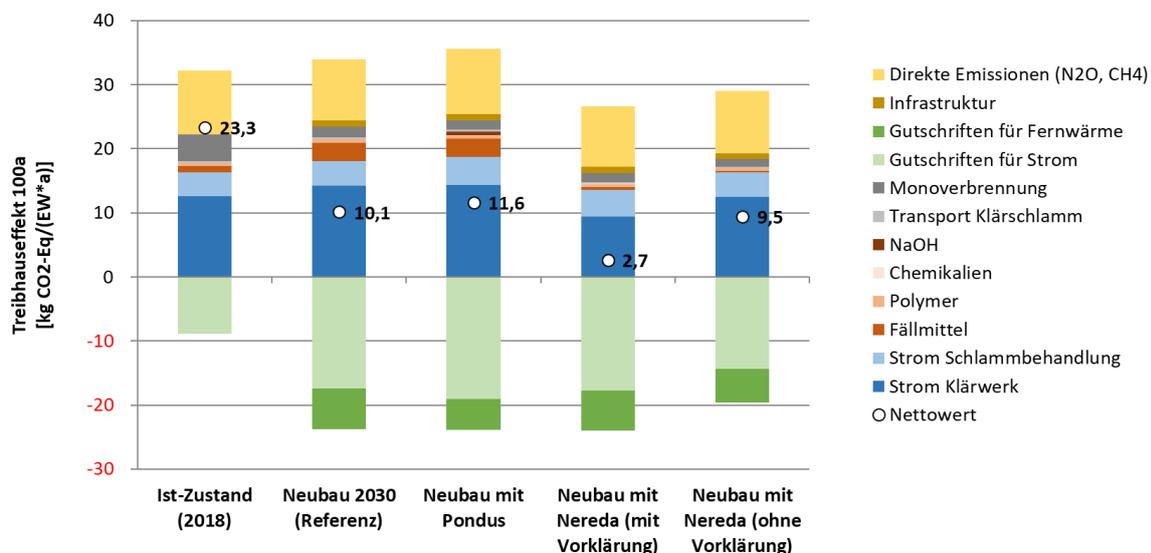


Abbildung 85: Treibhauspotential aller untersuchten Verfahrenskombinationen im Vergleich

Durch die Einführung des Pondus-Verfahrens verschlechtert sich das Netto-THP etwas auf 11,6 kg CO<sub>2</sub>-pro Einwohner und Jahr (Abbildung 85). Der Mehraufwand für Betrieb bei Strom und Natronlauge und die geringere Energierückgewinnung aufgrund von weniger entwässertem Klärschlamm wird durch die höhere Stromproduktion in der Faulgasnutzung nicht ausgeglichen. Zudem entstehen durch die

steigende Belastung des Prozesswassers mit Stickstoff auch mehr Lachgasemissionen in diesem Prozessschritt.

In der Nereda<sup>®</sup>-Variante mit Vorklärung sinkt das Netto-THP auf 2,7 kg CO<sub>2</sub>-eq pro EW und Jahr ab und liegt damit nahe an der Klimaneutralität. Hier macht sich die deutlich bessere Energiebilanz des Verfahrens bemerkbar, das bei ähnlich hohen Gutschriften den Verbrauch an Strom und Fällmittel für die Abwasserbehandlung signifikant reduziert. Die Annahme vergleichbarer N<sub>2</sub>O-Emissionsfaktoren für konventionelle Belebung und Nereda<sup>®</sup> führt zu gleich hohen direkten Emissionen bei beiden Varianten. Anders als in der Referenzvariante kann das Nereda<sup>®</sup>-Verfahren auch diese direkten Emissionen durch den Energieüberschuss teilweise kompensieren und senkt so das THP der Abwasserreinigung signifikant ab. Bei der Nereda<sup>®</sup>-Variante ohne Vorklärung ist die Energiebilanz deutlich schlechter, was sich auch auf das THP auswirkt: hier sinkt das Netto-THP im Vergleich zur Referenz nur geringfügig auf 9,5 kg CO<sub>2</sub>-eq/(EW\*a) ab. Energiebilanz und direkte Emissionen sind für diese Variante vergleichbar mit der Referenz, ein kleiner Vorteil im THP entsteht durch die vermiedenen N<sub>2</sub>O-Emissionen in der Monoverbrennung durch die geringere Menge an zu entsorgendem Klärschlamm.

Verdeutlicht werden diese Erkenntnisse durch die Darstellung der Unterschiede im THP zwischen innovativen Verfahren und Referenz (Abbildung 86). Die Pondus-Variante liegt im THP mit +1,5 kg CO<sub>2</sub>-eq/(EW\*a) schlechter als die Referenz, weil der Mehraufwand an Strom und Natronlauge und vor allem die geringere Gutschrift für Fernwärme den mehr produzierten Strom in der Faulgasnutzung überwiegt. Dazu kommt noch die zusätzliche Lachgasemission durch die höhere Stickstoffrückbelastung des Prozesswassers. Beim Nereda<sup>®</sup>-Verfahren mit Vorklärung sind die Einsparungen an Strom und Fällmittel entscheidend für das niedrigere THP im Vergleich zur Referenz (-7,5 kg CO<sub>2</sub>-eq/(EW\*a)). Die Nereda<sup>®</sup>-Variante ohne Vorklärung kann das THP nur leicht um -0,7 kg CO<sub>2</sub>-eq/(EW\*a) verringern, vor allem dank der geringeren Lachgasemissionen aus der Monoverbrennung.

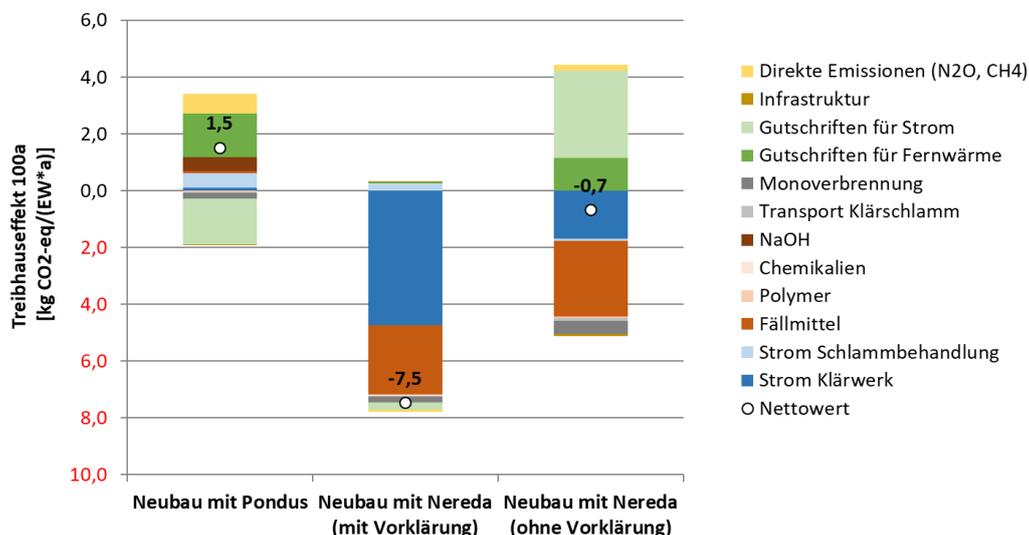


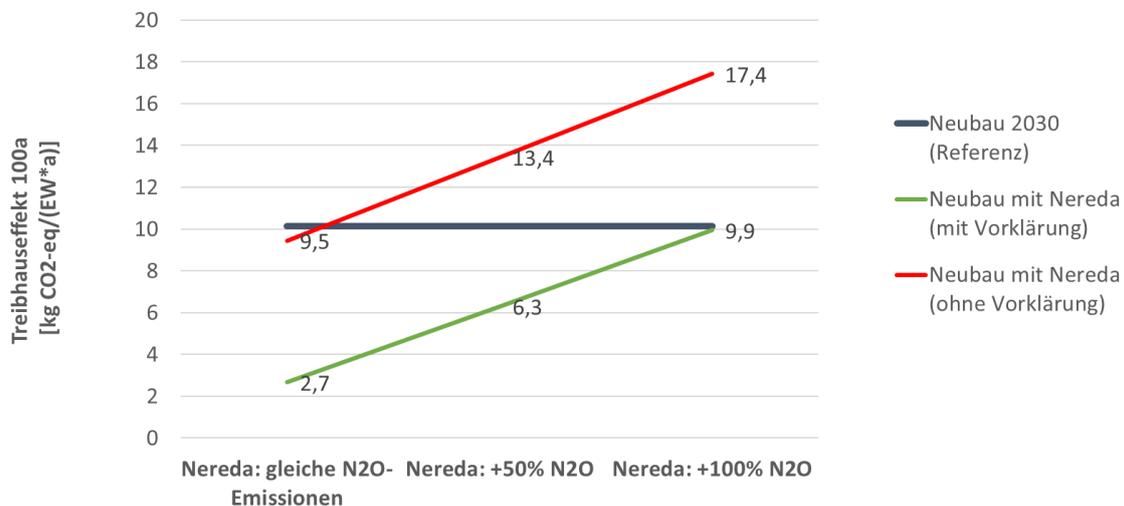
Abbildung 86: Unterschiede im Treibhauspotential der innovativen Verfahren im Vergleich zur konventionellen Neubau-Variante als Referenz

### Sensitivitätsanalyse des Treibhauspotentials: N<sub>2</sub>O-Emissionsfaktoren im Nereda<sup>®</sup>-Verfahren

Im Pilotversuch wurden hohe N<sub>2</sub>O-Emissionsfaktoren für das Nereda<sup>®</sup>-Verfahren gemessen, obwohl bisher vorliegende Messungen an Großanlagen eher vergleichbare Emissionen zum konventionellen Belebtschlammverfahren zeigen (vgl. Kapitel 4.3.5). Daher wurden in der Bewertung gleiche Emissionsfaktoren für N<sub>2</sub>O von 0,5% N<sub>2</sub>O-N des zulaufenden Stickstofffracht für alle Varianten

angenommen. Weil der Beitrag von N<sub>2</sub>O für das gesamte THP entscheidend sein kann, wird hier in einer Sensitivitätsanalyse der Einfluss dieser Annahme auf den Vergleich untersucht.

Die Analyse zeigt, dass höhere N<sub>2</sub>O-Emissionsfaktoren für Nereda® das Ergebnis der Bewertung signifikant beeinflussen (Abbildung 87). Bei der Annahme eines Emissionsfaktors von 0,75% N<sub>2</sub>O-N/N<sub>zu</sub> (+50%) für das Nereda®-Verfahren liegt die Variante ohne Vorklärung mit +13,4 kg CO<sub>2</sub>-eq/(EW\*a) bereits deutlich über der Referenz. Auch die Variante mit Vorklärung, die bei vergleichbaren N<sub>2</sub>O-Emissionen einen deutlichen Klimavorteil bietet, liegt bei Annahme von 1% N<sub>2</sub>O-N/N<sub>zu</sub> (+100%) mit der Referenz gleichauf. Hier wird der hohe Einfluss dieser Annahme auf den Vergleich der Varianten deutlich: sollte das Nereda®-Verfahren prinzipiell höhere N<sub>2</sub>O-Emissionen als das konventionelle Belebtschlammverfahren haben, kann der Vorteil dieser Technologie im THP aufgehoben oder sogar in einen Nachteil verkehrt werden. Im Pilotversuch wurden in dieser Studie bis zu 5% N<sub>2</sub>O-N/N<sub>zu</sub> gemessen, was zu einem sehr deutlichen Nachteil in der Klimabilanz des Verfahrens führen würde. Daher sind weitere Untersuchungen der Lachgasemissionen an Großanlagen mit Nereda®-Verfahren notwendig, um die in dieser Studie gemessenen Emissionsfaktoren aus dem Pilotbetrieb auch für den großtechnischen Betrieb unter realen Bedingungen zu ermitteln.



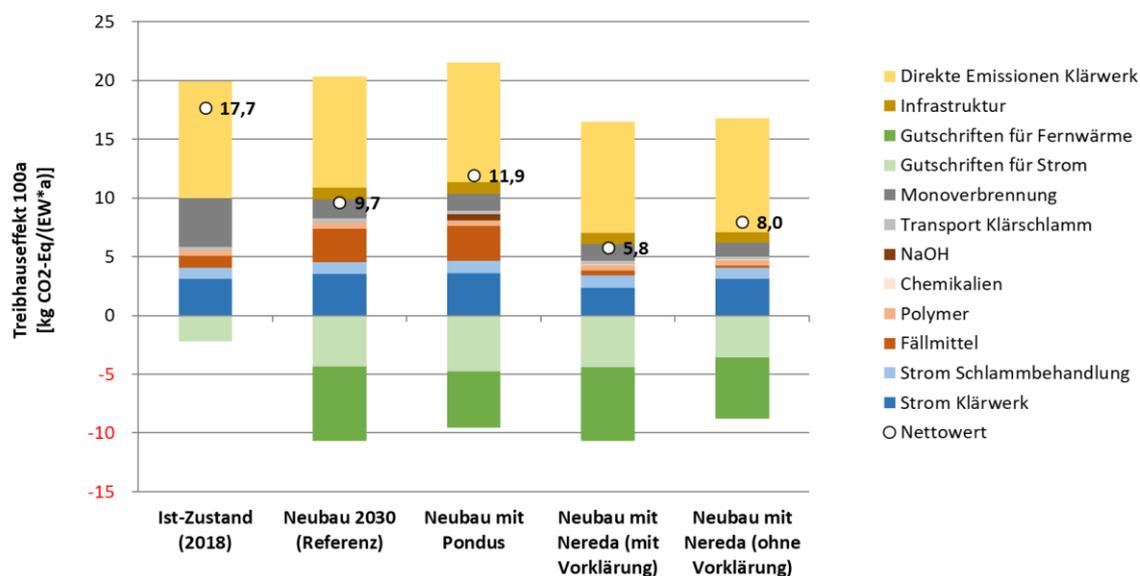
**Abbildung 87: Einfluss von verschiedenen Annahmen zur Lachgasemission beim Nereda®-Verfahren auf das Treibhauspotential im Vergleich zur konventionellen Anlage als Referenz**

### **Sensitivitätsanalyse des Treibhauspotentials: Strommix 2050**

In dieser Bewertung wird für die Stromproduktion der Strommix in Deutschland aus dem Referenzjahr 2014 angesetzt, da dieser dem aktuell verfügbaren Stand in der Datenbank ecoinvent (v3.6) entspricht (Ecoinvent 2019). Das THP für diesen Strommix beträgt 616 g CO<sub>2</sub>-eq/kWh. Durch die vermehrte Nutzung regenerativer Energien zur Stromerzeugung sinkt das THP für den Strommix kontinuierlich ab. Für das Jahr 2019 wird aktuell ein mittlerer Emissionsfaktor von 401 g CO<sub>2</sub>/kWh nur für die CO<sub>2</sub>-Emissionen in der Erzeugung (ohne Vorketten) ausgewiesen (Icha & Kuhs 2020). Da die Stromproduktion in dieser Studie einen hohen Anteil am THP hat, wird in einer Sensitivitätsanalyse ein höherer Anteil an erneuerbaren Energien im Strommix angenommen und der Einfluss auf den Vergleich analysiert. Für den hypothetischen „Strommix 2050“ mit 100% Grünstrom wird eine Reduktion des THP um 75% auf 154 g CO<sub>2</sub>-eq/kWh angesetzt.

Der Vergleich des THP aller Varianten mit dem Strommix 2050 zeigt, dass die Bedeutung der direkten Emissionen von Lachgas und Methan auf dem Klärwerk und in der Monoverbrennung für das THP deutlich zunehmen (Abbildung 88). Für alle Varianten bilden die direkten Emissionen jetzt mehr als die Hälfte des THP aus dem Betrieb des Systems, die Energiebereitstellung verliert dagegen an Bedeutung. Da sowohl das THP aus dem Stromverbrauch als auch für die Gutschriften für erzeugten Strom in gleichem Maße geringer werden, ist der relative Vergleich der Varianten untereinander immer noch

ähnlich: für den Neubau schneidet die Variante mit Pondus am schlechtesten im Netto-THP ab, danach folgt die Referenz und die Verfahren mit Nereda® ohne bzw. mit Vorklämung. Bei den Gutschriften ist jetzt der Beitrag der Fernwärmenutzung wichtiger als die Stromproduktion, da die Wärme immer noch über fossile Brennstoffe bereitgestellt wird.



**Abbildung 88: Treibhauspotential aller untersuchten Verfahrenskombinationen im Vergleich für einen hypothetischen Strommix 2050 mit hohem Anteil an erneuerbaren Energien**

Diese Analyse verdeutlicht, dass mit steigendem Anteil der erneuerbaren Energien am Strommix die direkten Emissionen des Systems Klärwerk/Monoverbrennung immer bedeutender für das THP der Abwasserreinigung werden. Diese direkten Emissionen und Möglichkeiten zur Reduktion dieser Quellen von Treibhausgasen sollten daher im Fokus zukünftiger Untersuchungen der THG-Bilanz liegen. Dabei spielt Lachgas aus der biologischen Stufe und aus der Klärschlammverbrennung in der Wirbelschicht durch seine starke Klimawirkung die größte Rolle.

Zudem ist die Wärmebereitstellung (hier über Fernwärme) aus erneuerbaren Quellen wie Faulgas oder Klärschlammverbrennung zukünftig wichtiger zur Verbesserung der Treibhausgasbilanz als die Erzeugung von Strom. Daher sollten neue Wege einer optimierten Nutzung dieser erneuerbaren Energieträger zukünftig weiter untersucht werden, um im Hinblick auf die notwendige Vermeidung von THG-Emissionen im Gesamtsystem den größtmöglichen Beitrag der Abwasserreinigung zu den regionalen, nationalen und internationalen Klimazielen zu ermöglichen.

### 5.3.2 Ökonomische Bewertung: Investitionskosten, Betriebskosten, Jahreskosten

#### Investitionskosten

Der relative Vergleich der Investitionskosten zwischen allen Varianten für den Klärwerks-Neubau zeigt, dass die innovativen Verfahren in dieser Studie nicht mit signifikanten Mehrkosten verbunden sind (Abbildung 89). Die Erweiterung der Referenzvariante mit einer Pondus-Hydrolyse führt im Modell zu geringen Mehrkosten in der Schlammbehandlung: hier fallen nur zusätzliche Investitionen für die Hydrolyseeinheit an, die Mehrkosten bei der Prozesswasserbehandlung gleichen sich mit den Einsparungen beim Faulturn in etwa aus. Bei der Nereda®-Variante mit Vorklämung steigen die Kosten für die biologische Stufe leicht an, da insgesamt inklusive Mischwasserspeicher mehr Beckenvolumen benötigt wird (vgl. Tabelle 20). Dafür wird die Nachklärung günstiger durch den Wegfall der Nachklärbecken und den Ersatz durch ein deutlich kleineres Mikrosieb. Auch in der Schlammbehandlung sinken die Investitionen in Eindickung, Faulung und Entwässerung durch die geringere Klärschlammmenge (weniger Fällschlamm), diese werden jedoch durch die notwendige biologische Faulgasentschwefelung weitgehend ausgeglichen.

Für die Nereda®-Variante ohne Vorklärung werden etwa 10% niedrigere Investitionskosten geschätzt (Abbildung 89). Dazu trägt vor allem der Wegfall der Vorklärbecken bei, aber auch die deutlich geringere Klärschlammmenge und daher die geringeren Investitionen in die Schlammbehandlung. Damit hat diese Variante im Modellvergleich die geringsten Investitionskosten, was auch durch die Verfahrenseigenschaften plausibel erscheint. Anzumerken ist, dass mögliche Kosten für Verfahrenspatente hier noch nicht enthalten sind. Insgesamt sind Kostenschätzungen in diesem Rahmen mit relativ großen Unsicherheiten behaftet, die hier mit  $\pm 25\%$  angesetzt werden.

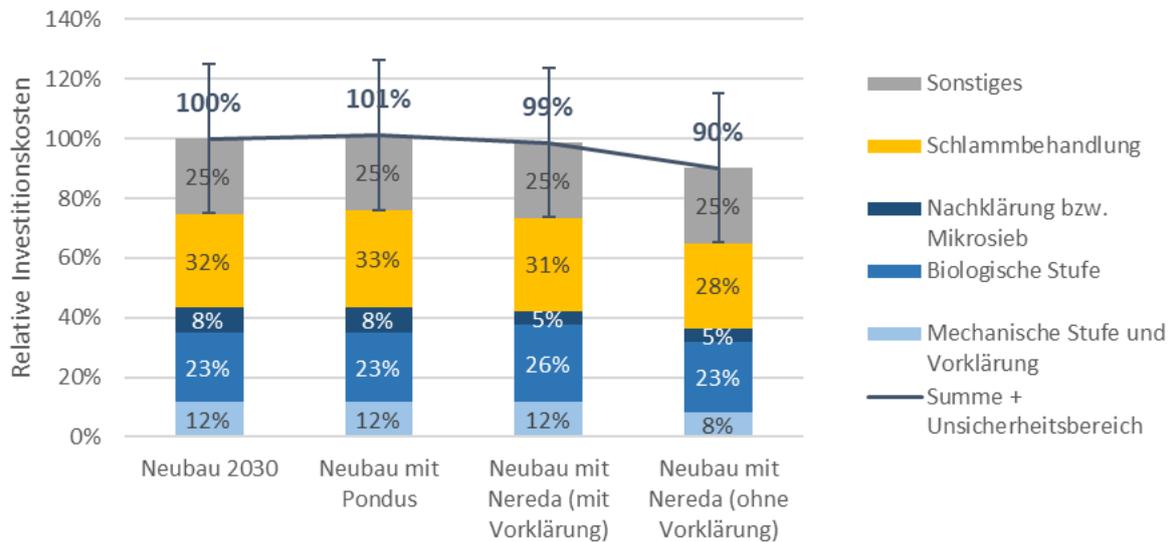


Abbildung 89: Relative Investitionskosten der Neubauvarianten im Vergleich

### Betriebskosten

Beim Vergleich der Betriebskosten der verschiedenen Neubau-Varianten zeigt sich, dass mit den innovativen Verfahren verschiedene Kostenanteile spürbar gesenkt werden können (Abbildung 90). Durch die bessere Strombilanz kann der Einkauf von Strom aus dem Netz deutlich gesenkt werden, bei der Nereda®-Variante mit Vorklärung entstehen durch die bilanzielle Eigenversorgung von 101% dafür keine Betriebskosten. Die Pondus-Variante hat leicht höhere Kosten für Chemikalien durch den zusätzlichen Verbrauch an Natronlauge, dafür sinken die Entsorgungskosten für Klärschlamm durch den verbesserten Abbau und auch die Kosten für Strombezug. Insgesamt hat diese Variante -5% geringere Betriebskosten als die Referenz.

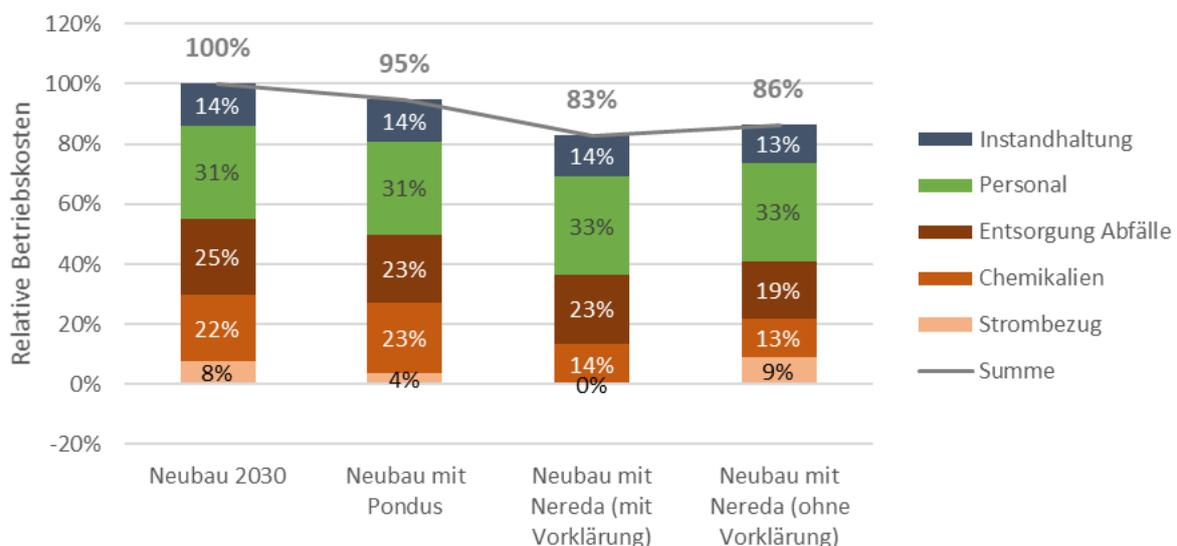


Abbildung 90: Relative Betriebskosten der Neubauvarianten im Vergleich

Bei der Nereda®-Variante mit Vorklärung fallen neben den Strombezugskosten auch die Chemikalienkosten deutlich geringer aus, vor allem durch weniger Fällmittelbedarf. Nur die Personalkosten sind hier leicht erhöht gegenüber der Referenz, so dass letztlich ein Vorteil von -17% bei den Betriebskosten verbleibt. Bei der Nereda®-Variante ohne Vorklärung sind darüber hinaus die Entsorgungskosten für Klärschlamm niedriger, allerdings fallen hier im Vergleich zur Referenz höhere Stromkosten an. Daher liegen die Einsparungen gegenüber der Referenz hier bei nur -14%.

### Jahreskosten

Bei der Betrachtung der Jahreskosten zeigt sich, dass auch in der übergreifenden Betrachtung die innovativen Verfahren die Gesamtkosten nicht erhöhen, sondern eher absenken können. Bei der Pondus-Variante sind es letztlich nur -2% Einsparungen, die vor allem durch geringere Betriebskosten entstehen. Beide Nereda®-Varianten haben Vorteile gegenüber der Referenz, wobei die Variante mit Vorklärung durch deutlich geringere Betriebskosten punktet und insgesamt einen Vorteil von -8% in den Jahreskosten bietet. Die Variante ohne Vorklärung profitiert sowohl von geringeren Investitions- als auch Betriebskosten, die sich insgesamt auf einen Vorteil von -11% summieren.

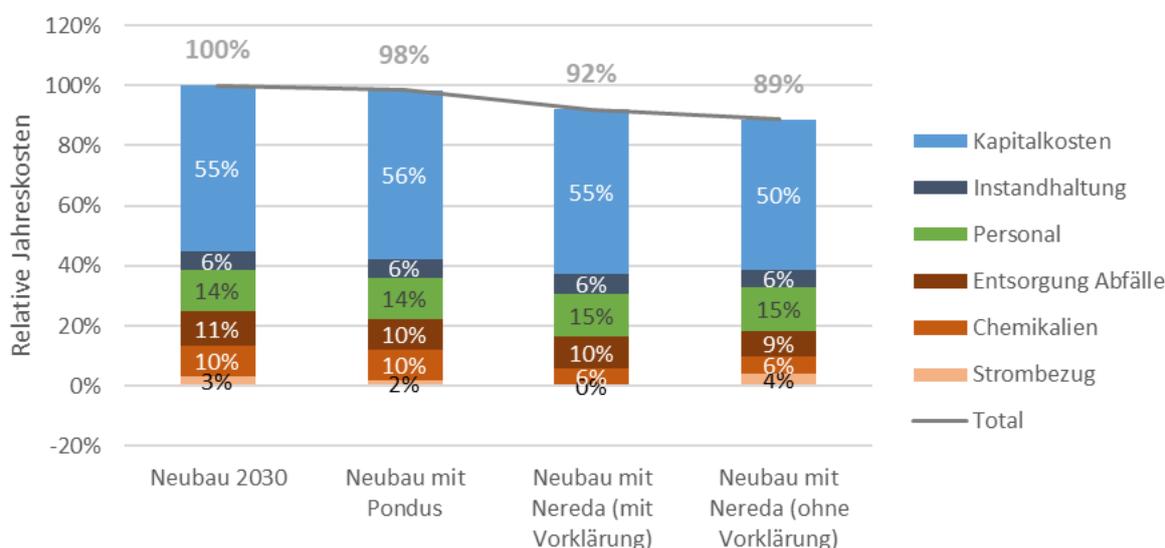


Abbildung 91: Relative Jahreskosten der Neubauvarianten im Vergleich

Die Betrachtung der Investitions- und Betriebskosten aller Varianten zeigen, dass die innovativen Verfahren mit vergleichbaren oder geringeren Gesamtkosten wie die Referenzvariante betrieben werden können. Dabei spielen je nach Verfahren sowohl geringere Investitionen in die Infrastruktur, aber auch Einsparungen im Verbrauch von Betriebsmitteln (Strom, Chemikalien) und niedrigere Entsorgungskosten eine Rolle. Die Analyse zeigt auch, dass die Verfahren immer unter den jeweiligen lokalen Randbedingungen zu bewerten sind, da neben den spezifischen Kostenfaktoren (Strom, Chemikalien, Personal) auch die konkrete verfahrenstechnische Auslegung der Prozesse und die definierten Zielsetzungen für die Abwasserreinigung einen bedeutenden Einfluss auf den Vergleich haben können.

## 5.4 Zusammenfassung der Bewertung und Schlussfolgerungen

In diesem Kapitel wurde der Ist-Zustand des Klärwerks Stahnsdorf sowie verschiedene Varianten für den Neubau ökologisch und wirtschaftlich bewertet. Neben der konventionellen Neubau-Variante als Referenz wurden dabei die untersuchten innovativen Verfahren betrachtet, insbesondere die thermo-alkalische Hydrolyse (Pondus-Verfahren) sowie die Abwasserreinigung mit aerobem granulierten Belebtschlamm (Nereda®-Verfahren) mit bzw. ohne Vorklärung. Die ökologische Bewertung erfolgt über den gesamten Lebenszyklus der Verfahren und berücksichtigt daher alle vor- und nachgelagerten Prozessketten. Als Indikatoren sind der kumulierte Energieaufwand als Maßzahl für die Energiebilanz und das Treibhauspotential für die Emission von klimaschädlichen Treibhausgasen ausgewiesen. Für die wirtschaftliche Bewertung der Neubau-Varianten wurden neben den Investitionskosten auch die Betriebskosten ermittelt und über Abschreibungsfaktoren auf Jahreskosten umgerechnet.

Zusammenfassend lassen sich folgende Aussagen für die Energiebilanz ableiten (Tabelle 22):

- Im Ist-Zustand des Klärwerks Stahnsdorf im Jahr 2018 liegt die Eigenstromversorgung bei etwa 50%. Damit verbleibt ein **erheblicher Energieaufwand für den Betrieb des bestehenden Klärwerks und der Klärschlammentsorgung** in Höhe von +144 MJ pro Einwohner und Jahr.
- Die konventionelle Neubau-Variante hat eine **deutlich bessere Energiebilanz** durch höhere Eigenstromversorgung (76%), aber auch durch bessere Energierückgewinnung in der neuen Klärschlammverbrennungsanlage Waßmannsdorf. Insgesamt entsteht für die Referenz-Variante **bereits ein leichter Energieüberschuss** im Betrieb von -36 MJ/(EW\*a).
- Durch die Einführung einer thermo-alkalischen Hydrolyse erhöht sich die Eigenstromversorgung auf 88%, gleichzeitig sinkt aber die Energierückgewinnung in der Klärschlammverbrennung. Zusammen mit den höheren Aufwendungen im Betrieb ergibt sich hier mit dem **Pondus-Verfahren** insgesamt ein **kleinerer Energieüberschuss** als in der Referenz von nur noch -17 MJ/(EW\*a). Entscheidend ist hier die bessere Nutzung der rückgewonnenen Energie in der Verbrennung (Strom und Fernwärme) im Gegensatz zur Faulgasnutzung auf dem Klärwerk (nur Strom, Überschusswärme wird hier nicht genutzt).
- Durch das **Nereda®-Verfahren mit Vorklärung** sinkt der Stromverbrauch der Abwasserreinigung deutlich, so dass bei gleichbleibender Energierückgewinnung eine **komplette Deckung des Eigenstrombedarfs** möglich ist. Zudem sinkt der Bedarf an Fällmitteln durch die weitgehende biologische Phosphorentfernung. Damit steigt auch der Energieüberschuss in der Gesamtbilanz auf -138 MJ/(EW\*a) und ergibt für diese Variante einen **energie-positiven Betrieb**.
- Beim Betrieb des Nereda®-Verfahrens ohne Vorklärung sinkt neben dem Stromverbrauch auf die Faulgasgewinnung ab, da **kein separater energiereicher Primärschlamm** mehr anfällt. Damit ergibt sich nur eine Eigenstromversorgung von 68% und im Vergleich zur Referenz der gleiche Überschuss in der Energiebilanz von -36 MJ/(EW\*a), also keine Verbesserung.

Bei der Bewertung des Treibhauspotentials spielen neben der energetischen Bilanz auch die direkten Emissionen von Treibhausgasen eine wichtige Rolle, vor allem die Emission von Lachgas in der biologischen Reinigung und Klärschlammverbrennung:

- Der Ist-Zustand 2018 liegt mit +23,3 kg CO<sub>2</sub>-eq pro Einwohner und Jahr mit Abstand **am höchsten im Treibhauspotential**. Hier ist neben der schlechteren Energiebilanz vor allem die Emission von Lachgas aus der Belebung und auch in der bestehenden Klärschlammverbrennung Ruhleben ausschlaggebend.
- Die Referenz-Variante für den Neubau liegt durch die neutrale Energiebilanz deutlich besser mit 10,1 kg CO<sub>2</sub>-eq/(EW\*a). Letztlich sind hier die **direkten Lachgasemissionen aus der Belebung** entscheidend für den verbleibenden CO<sub>2</sub>-Fußabdruck.

- Die Variante mit Pondus-Verfahren hat ein leicht höheres Treibhauspotential als die Referenz mit +11,6 kg CO<sub>2</sub>-eq/(EW\*a). Neben der etwas schlechteren Netto-Energiebilanz und der **Verschiebung von Wärme- zu Stromrückgewinnung** steigt durch die **höhere Rückbelastung** auch die Lachgasemission aus der biologischen Stickstoffentfernung.
- Beim Nereda®-Verfahren mit Vorklärung führt die sehr gute Energiebilanz und das eingesparte Fällmittel zu einem deutlichen Vorteil im Treibhauspotential, das mit nur noch +2,7 kg CO<sub>2</sub>-eq/(EW\*a) nahe an den **Bereich der Klimaneutralität** kommt. Die Variante ohne Vorklärung ist mit +9,5 kg CO<sub>2</sub>-eq/(EW\*a) immer noch geringfügig besser als die Referenz.
- Das Zukunftsszenario „2050“ mit 100% Grünstrom zeigt, dass dann die direkten Emissionen aus den Prozessen an **Bedeutung für das verbleibende Treibhauspotential** der Abwasserreinigung gewinnen. Ebenso spielt dann die Energierückgewinnung in Form von Wärme eine größere Rolle für die Klimaneutralität als der Strom, so dass neue Formen der Faulgasnutzung klimabilanziell attraktiver werden. Dennoch bleibt die Bewertung der Szenarien untereinander bestehen, da durch die hohe Eigenstromversorgung der Strommix keinen sehr großen Anteil am Netto-Treibhauspotential mehr hat.

**Tabelle 22: Übersicht über die Ergebnisse der Bewertung: Energiebilanz, kumulierter Energieaufwand, Treibhausgasemissionen und Kosten der betrachteten Varianten im Vergleich**

Szenario	Einheit	Ist-Zustand (2018)	Neubau 2030 (Referenz)	Neubau mit Pondus	Neubau mit Nereda (mit VK)	Neubau mit Nereda (ohne VK)
<b>Energiebilanz</b>						
Eigenversorgung Strom Klärwerk	%	50	76	88	101	68
Eigenversorgung Wärme Klärwerk*	%	229	209	237	237	226
<b>Kumulierter Energieaufwand</b>						
absolut	MJ/(EW*a)	+144	-36	-17	-138	-36
relativ zur Referenz	MJ/(EW*a)	+180	-	<b>+18</b>	<b>-102</b>	<b>0</b>
<b>Treibhausgasemissionen</b>						
absolut	kg CO <sub>2</sub> -eq/(EW*a)	23,3	10,1	11,6	2,7	9,5
relativ zur Referenz	kg CO <sub>2</sub> -eq/(EW*a)	+13,2	-	<b>+1,5</b>	<b>-7,5</b>	<b>-0,7</b>
absolut (2050) <sup>#</sup>	kg CO <sub>2</sub> -eq/(EW*a)	-	9,7	11,9	5,8	8,0
relativ zur Referenz (2050) <sup>#</sup>	kg CO <sub>2</sub> -eq/(EW*a)	-	-	<b>+2,3</b>	<b>-3,9</b>	<b>-1,7</b>
<b>Kosten</b>						
Betrieb	%	-	100	<b>95</b>	<b>83</b>	<b>86</b>
Investition	%	-	100	<b>101</b>	<b>99</b>	<b>90</b>
Jahreskosten	%	-	100	<b>98</b>	<b>92</b>	<b>87</b>

VK: Vorklärung, EW: Einwohnerwert

\* nur Faulung, Hydrolyse und Prozesswasserbehandlung, keine sonstigen Verbraucher

<sup>#</sup> Annahme: Strommix mit -75% Treibhausgasemissionen im Vergleich zum Basisjahr 2014

Für die wirtschaftliche Betrachtung der Neubau-Varianten sind folgende Aussagen zu treffen:

- Die innovativen Verfahren haben **vergleichbare Investitionskosten** wie die Referenzvariante. Nur das Nereda®-Verfahren ohne Vorklärung spart etwa 10% der Investitionskosten ein durch den Wegfall von Vorklärung und Nachklärung sowie die kleinere Schlammbehandlung.
- Bei den **Betriebskosten** liegen die innovativen Verfahren **günstiger als die Referenz**. Die Pondus-Variante spart bei Stromeinkauf und Schlammentsorgung und liegt in Summe -5% geringer. Beim Nereda®-Verfahren fallen durch weniger Fällmittel geringere Kosten für Chemikalien und Schlammentsorgung an. Die Variante mit Vorklärung spart dazu Stromkosten und kommt auf -17% weniger laufende Kosten, ohne Vorklärung liegt der Vorteil nur bei -14%.
- Entsprechend liegen die Jahreskosten der innovativen Verfahren etwa 2-13% niedriger als die Referenz. Am Ende sind die innovativen Verfahren damit **in den Gesamtkosten vergleichbar oder günstiger** als die Referenzvariante.

Natürlich unterliegt diese Bewertung bestimmten Einschränkungen, die sich aus der Datenverfügbarkeit und Datenqualität ableiten, aber auch aus spezifischen Randbedingungen und Annahmen dieser Studie. Folgende Punkte sind bei der Einordnung der Ergebnisse zu beachten:

- Alle Neubau-Varianten erreichen **per Definition die gleichen Ablaufziele**. Inwieweit die hier beschriebenen Varianten in ihrer spezifischen Auslegung tatsächlich die Ablaufziele in allen Fällen (u.a. Frachtstoß im Regenwetterfall, Winterbetrieb) verlässlich einhalten können, muss in weiteren großtechnischen Untersuchungen geprüft werden.
- Wichtige Eingangsdaten für die innovativen Verfahren beruhen auf Annahmen. So ist u.a. der **Stromverbrauch für das Nereda®-Verfahren** nach Angaben des Anbieters abgeschätzt worden und nicht unabhängig validiert. Auch die **anfallende Klärschlammmenge und -qualität beim Nereda®-Verfahren** beruht auf Abschätzungen. Dazu wurden die **Lachgasemissionen für biologische Reinigung und Klärschlammverbrennung** abgeschätzt und für alle Verfahren mit vergleichbaren Emissionsfaktoren angenommen. Wegen des hohen Einflusses auf den Vergleich sollten diese Annahmen zukünftig über Langzeit-Messungen an Großanlagen validiert werden.
- Für die Energie- und Klimabilanz der innovativen Verfahren spielt die **Energierückgewinnung in der geplanten Klärschlammverbrennung Waßmannsdorf** eine wichtige Rolle. Der Einfluss der Klärschlammigenschaften (u.a. Gehalt an organischer Substanz, Wasseranteil) auf die tatsächliche Energiebilanz der Verbrennung wurde hier nur abgeschätzt und sollte auf Basis einer detaillierten Energiebilanz der Verbrennung inkl. Vortrocknung genauer bestimmt werden.
- Die **Nutzung des Faulgases im BHKW** ist durch die eingeschränkte Nutzungsmöglichkeit der Abwärme auf dem Klärwerk und den entstehenden hohen Überschuss für die Energie- und Klimabilanz nicht optimal, gerade im Hinblick auf den steigenden Anteil an erneuerbaren Energien im Strommix. Für zukünftige Konzepte empfiehlt sich daher eine Prüfung weiterer Optionen zur Faulgasnutzung, z.B. über Aufbereitung und Einspeisung als Biomethan ins Gasnetz.
- Die **Investitionskosten für die innovativen Verfahren** wurde auf Grundlage der Machbarkeitsstudie der BWB mit linearen Faktoren skaliert. Durch die unterschiedliche Betriebsweise der Varianten (Durchlaufanlage vs. SBR-Verfahren) können andere spezifische Kostenfaktoren pro Beckenvolumen entstehen, die hier nicht berücksichtigt sind.
- Mögliche **Kosten für Patentnutzung** sind in der Kostenrechnung nicht enthalten.

## 6 Zusammenfassung und Ausblick

### 6.1 Ergebnisse des Projekts und Bewertung der Verfahren

Aufbauend auf den Ergebnissen der einzelnen Arbeitspakete konnten im Projekt E-VENT folgende Erkenntnisse zu den untersuchten innovativen Verfahren der Abwasserreinigung und Klärschlammbehandlung gewonnen werden:

- Für die **thermische Hydrolyse von Klärschlamm** wurden die tatsächlich erwartbaren Effekte auf den Faulgasertrag, der Einfluss auf die Entwässerbarkeit und die mögliche Erhöhung der Rückbelastung in Abhängigkeit der Verfahrenswahl und der Prozessparameter der Hydrolyse ermittelt. Darüber hinaus zeigte die festgestellte saisonale Abhängigkeit des Faulgasertrags die Notwendigkeit längerer Pilotversuche auf, um den tatsächlichen mittleren Effekt der Hydrolyse über den gesamten Jahresverlauf zu bestimmen. Zudem konnte die aus Betreibersicht wichtige Bildung von refraktärem CSB in den verschiedenen Verfahrensvarianten genauer quantifiziert werden, so dass mögliche negative Auswirkungen der thermischen Hydrolyse auf den Klärwerksbetrieb besser einzuschätzen sind. Dabei ist bei Einführung einer thermo-alkalischen Hydrolyse nach dem Pondus-Verfahren nicht mit einer signifikanten Verschlechterung der Ablaufqualität zu rechnen.
- Für die Abwasserreinigung mit **granuliertem Belebtschlamm** im Nereda<sup>®</sup>-Verfahren zeigte der Pilotversuch die Stabilität und gute Reinigungsleistung des Verfahrens, aber auch die Grenzen hinsichtlich hoher Anforderungen an die Ablaufqualität. Die Anforderungen der BWB konnten mit dem Verfahren nicht zuverlässig erreicht werden. Für den Rückhalt eines möglichen Feststoffaustrags ist eine Nachreinigung über Filtration zur Einhaltung der hohen Anforderungen für Feststoffe vorzusehen. Darüber hinaus konnten bestimmte Aspekte des Verfahrens wie das Verhalten bei Spitzenbelastung und die Emission von Lachgas nicht abschließend untersucht werden, so dass **weitere Untersuchungen vor einer möglichen großtechnischen Realisierung notwendig** sind. Dennoch konnte auf Basis der erzielten Erkenntnisse eine erste Auslegung des Verfahrens für ein Berliner Klärwerk erstellt und bewertet werden.
- In der umfassenden ökologischen Bewertung wurde deutlich, dass ein Klärwerks-Neubau auch mit konventionellen Verfahren bereits über eine positive Energiebilanz mit bilanziellem Überschuss verfügt, auch in Verbindung mit einer effizienten Klärschlammverbrennung mit hoher Energienutzung (Tabelle 23). Trotzdem kann der **Energieaufwand mit innovativen Verfahren weiter gesenkt** werden. In der hier untersuchten Variante der thermo-alkalischen Hydrolyse (Pondus-Verfahren) werden die energetischen Vorteile der höheren Faulgasproduktion im Modell durch den Mehraufwand und die geringere Energienutzung in der Klärschlammverbrennung ausgeglichen. Das Nereda<sup>®</sup>-Verfahren kann durch seinen geringeren Energieverbrauch deutliche Vorteile in der Energiebilanz bieten, muss aber das primäre Ziel der Abwasserreinigung dabei sicher einhalten können.
- In Bezug auf den Treibhauseffekt kommt neben der Energiebilanz auf den direkten Emissionen von Treibhausgasen und hier besonders dem **Lachgas aus biologischer Abwasserreinigung und Klärschlammverbrennung** eine wichtige Rolle zu. Die genauen Auswirkungen der innovativen Verfahren auf diesen Parameter konnten hier nicht abschließend quantifiziert werden und sind daher in weiteren Untersuchungen zu ermitteln. Vor allem im Hinblick auf die fortschreitende Energiewende und damit eine zukünftig weitgehend auf erneuerbaren Energiequellen basierende Stromerzeugung fallen den direkten Emissionen von Treibhausgasen bei der Abwasserreinigung eine entscheidende Rolle für weitere Klimaschutzmaßnahmen in diesem Bereich zu. Dafür sollten die Erkenntnisse zur Bildung und zur Emission

von Treibhausgasen im System Abwasserreinigung und Klärschlamm Entsorgung genauer bestimmt werden.

- Basierend auf den hier betrachteten Varianten eines Neubaus des Klärwerks Stahnsdorf bieten die **innovativen Verfahren ein deutliches Potential zur Reduktion der Treibhausgasemissionen** aus der Abwasserreinigung. So wird das Treibhauspotential des Gesamtsystems mit dem Nereda®-Verfahren im Vergleich zur Referenzvariante um über 70% reduziert, was einer Einsparung von etwa 3.700 Tonnen CO<sub>2</sub>-eq pro Jahr entspricht (Tabelle 23). Diese Verbesserung ist vor allem auf eine komplette Deckung des Eigenstrombedarfs und auf eine Einsparung bei den eingesetzten Fällmitteln zurückzuführen.
- Gleichzeitig führen die innovativen Verfahren zu vergleichbaren oder geringeren Jahreskosten für die Abwasserreinigung. Damit ist auf Basis der Ergebnisse dieser Studie nicht mit signifikanten Mehrkosten im Vergleich zu einem konventionellen Klärwerk zu rechnen.

**Tabelle 23: Verbesserungspotential für Energiebilanz und Treibhauseffekt durch innovative Verfahren für den Neubau Klärwerk Stahnsdorf (492.500 Einwohnerwerte) inklusive Klärschlammverbrennung**

	Einheit	Neubau 2030 (Referenz)	Variante mit thermo- alkalischer Hydrolyse	Variante mit Vorklärung und granuliertem Belebtschlamm	Variante ohne Vorklärung und mit granuliertem Belebtschlamm
Energieaufwand	TJ/a	-17,5	-8,5	-68	-17,6
Treibhauspotential	t CO <sub>2</sub> -eq/a	4986	5734	1314	4656
Treibhauspotential	%	100	<b>115</b>	<b>26</b>	<b>93</b>
Jahreskosten	%	100	<b>98</b>	<b>92</b>	<b>87</b>

#### **Einschränkungen der Studie**

Diese Bewertung der Verfahren unterliegt aufgrund der Datenverfügbarkeit und der erzielten Ergebnisse der Labor- und Pilotversuche bestimmten Einschränkungen:

- Die Referenzvariante für den Vergleich wurde durch die verfügbare Machbarkeitsstudie der Berliner Wasserbetriebe definiert. Mögliche andere Varianten für ein Verfahren mit konventioneller Technik (z.B. mit biologischer Phosphorentfernung) und deren Bewertung wurden hier nicht untersucht.
- Wichtige Daten für die Ermittlung von Energiebilanz und Treibhauspotential wurden in dieser Studie abgeschätzt oder aus Angaben des Anbieters übernommen. Dazu zählen u.a. die Lachgasemissionen aus der biologischen Abwasserreinigung, aber auch der Stromverbrauch des Nereda®-Verfahrens in der Großtechnik. Diese Parameter sind in weiteren Untersuchungen genauer zu bestimmen, um die hier erzielte Bewertung der innovativen Verfahren im Vergleich zur Referenz zu validieren.
- Eine direkte Übertragung von Ergebnissen aus Pilotversuchen auf eine großtechnische Umsetzung ist immer mit Einschränkungen verbunden, da sich die Pilotanlagen aufgrund ihrer Größe und ihrer technischen Realisierung nicht exakt wie eine Großanlage verhalten. Daher wird empfohlen, bestehende Referenzanlagen für die innovativen Verfahren in der Großtechnik zu betrachten und die Erfahrungen der lokalen Betreiber für die weitere Bewertung zu nutzen.

## 6.2 Diskussion und Ausblick

Die Ergebnisse des Projekts zeigen, dass mit innovativen Verfahren und Ansätzen die Energiebilanz der kommunalen Abwasserreinigung weiter verbessert werden kann und so auch die damit verbundene Emission von Treibhausgasen deutlich gesenkt wird. Das Projekt hat aber auch gezeigt, dass eine Bewertung der Technologien immer unter den jeweiligen Randbedingungen des Standorts zu erfolgen hat, weil diese spezifischen Vorgaben und Standortfaktoren einen signifikanten Einfluss auf die Eignung der Verfahren und auch ihre mögliche Integration in ein Gesamtkonzept haben. Dazu zählt unter anderem die tatsächliche Zusammensetzung des Rohabwassers, aber vor allem auch die zu erreichenden Zielwerte für die Ablaufqualität des Klärwerks sowie weitere Rahmenbedingungen wie die Entsorgungswege für Klärschlamm und der verwendete Strommix. Alle diese Faktoren haben einen Einfluss auf die zu erzielende Leistung der Verfahren und damit auf deren Energiebilanz und indirekt auch auf die Emission von Treibhausgasen. Ob sich ein Verfahren aus energetischer und klimaschonender Sicht tatsächlich lohnt, kann erst bei genauerer Betrachtung des gesamten Konzepts der Abwasserreinigung unter den lokalen Standortbedingungen bestimmt werden.

### ***Auswirkungen zukünftiger Ziele und Anforderungen auf die Bewertung***

Die Bewertung in dieser Studie bezieht sich explizit auf die Anforderungen an die Klärwerke, wie sie momentan bestehen und durch die Berliner Wasserbetriebe definiert wurden. Zukünftig sind neue Ziele für die Abwasserreinigung vorgegeben oder schon absehbar, die neben einer weiteren Verbesserung der Ablaufqualität auch die Kreislaufführung von Nährstoffen aus dem Abwasser vorsehen. Wie sich diese zukünftigen Ziele auf die hier untersuchten Verfahren und deren Bewertung auswirken, soll im Folgenden kurz diskutiert werden.

### ***Einführung einer vierten Reinigungsstufe***

Bei Einführung einer vierten Reinigungsstufe zur weitergehenden Abwasserreinigung steigt der Energieverbrauch und damit auch die Treibhausgasemissionen der Klärwerke an. Die in Berlin bereits geplante weitestgehende Entfernung von Phosphor auf den Klärwerken (SenStadtUm/MUGV 2011) führt dabei zu einer moderaten Erhöhung des Energieverbrauchs und der Emission von Treibhausgasen (Remy 2013). Die Einführung weiterer Stufen zur Entfernung von organischen Spurenstoffen bzw. zur Desinfektion des Ablaufs kann dagegen den Umwelt-Fußabdruck der Klärwerke deutlich erhöhen (Mutz et al. 2017). Gerade im Hinblick auf diese zukünftig steigende Anforderung an die Klärwerke und den damit verbundenen zusätzlichen Energieverbrauch sollten für die Klärwerke alle Möglichkeiten zur weiteren Verbesserung der Energiebilanz geprüft genutzt werden, um den Beitrag der Abwasserreinigung zu den Treibhausgasemissionen Berlins nicht ansteigen zu lassen.

Verfahrenstechnisch ergeben sich für die hier untersuchten innovativen Verfahren mögliche Synergien mit einer vierten Reinigungsstufe. So ist die Nachreinigung des Ablaufs aus dem Nereda<sup>®</sup>-Verfahrens auch in Zusammenhang mit einer nachfolgenden Filtration des Abwassers (z.B. im Zweischichtfilter) zu planen, da die vorgegebenen Zielwerte bis auf Phosphor erst hinter dieser vierten Reinigungsstufe einzuhalten sind. Bei der thermischen Hydrolyse besteht ebenfalls die Möglichkeit, dass der erhöhte refraktäre CSB im Ablauf in der vierten Reinigungsstufe zumindest teilweise entfernt wird und damit mögliche negative Effekte gerade für die Thermo-Druck-Hydrolyse gemindert werden. Gleichzeitig ist ein erhöhter CSB-Wert im Klarlauf für die Verfahren zur Spurenstoffentfernung nicht vorteilhaft, weil sich dadurch der Verbrauch an Betriebsmitteln (Ozon, Aktivkohle) erhöhen kann. Für eine abschließende Bewertung dieser Aspekte sind weitere Untersuchungen notwendig.

### ***Nährstoffrückgewinnung***

Die Rückgewinnung von Phosphor aus Klärschlamm ist durch die Vorgaben der neuen Klärschlammverordnung zukünftig verpflichtend für alle Klärwerke der Berliner Wasserbetriebe (AbfKlärV 2017). Nach bisherigem Stand wird eine Rückgewinnung aus der Verbrennungasche der

Klärschlammmonoverbrennung angestrebt. Die in dieser Studie untersuchten innovativen Verfahren haben voraussichtlich keinen negativen Einfluss auf die Phosphorrückgewinnung aus Klärschlammmasche. Durch den niedrigen Fällmitteleinsatz beim Nereda®-Verfahren ist eher von einer verbesserten Rückgewinnung des Phosphors aus der Asche auszugehen. Der Betrieb einer thermischen Hydrolyse hat auf die entstehende Klärschlammmasche keinen Einfluss. Durch die höhere Rücklösung des Phosphors in der Faulung entstehen hier mögliche Synergien bei einer Phosphorrückgewinnung auf dem Klärwerk, z.B. über eine Fällung von Phosphor als Struvit nach der Faulung (Kraus et al. 2019; Remy et al. 2013).

Darüber hinaus bietet die erhöhte Rücklösung von Stickstoff ins Faulschlammzentrat nach thermischer Hydrolyse auch ein Potential zur Rückgewinnung von Stickstoff aus diesem konzentrierten Teilstrom. Dazu können Verfahren wie die in Kapitel 2 beschriebene Membranstrippung zum Einsatz kommen (Böhler et al. 2018), aber auch alternative Verfahren wie Luft- oder Vakuumstrippung. Hier ist neben der Verringerung der Rückbelastung des Klärwerks mit Stickstoff auch die Kreislaufführung dieses Nährstoffs von Vorteil. Zudem können die aufgezeigten Nachteile der thermischen Hydrolyse (höherer Aufwand in der Prozesswasserbehandlung, mehr Lachgasemissionen) teilweise verringert werden. Diese Auswirkungen sind in weiteren Variantenuntersuchungen zur thermischen Hydrolyse genauer zu untersuchen.

#### ***Ausblick für die weitere Umsetzung innovativer Verfahren in Berlin***

Insgesamt ermöglicht das Projekt den Berliner Wasserbetrieben eine erste fundierte Einschätzung des Potentials der untersuchten innovativen Verfahren hinsichtlich ihrer Eignung für den Einsatz in Berlin. Die gewonnenen Erkenntnisse und Daten können nun für die weitere strategische Planung von zukünftigem Umbau, Ausbau bzw. Neubau der Berliner Klärwerke genutzt werden. Wie bereits in der Einleitung dieses Berichts erwähnt, ist dabei die sichere Einhaltung der behördlich geforderten Überwachungswerte für die Ablaufqualität der Klärwerke als primäres Ziel der Abwasserreinigung zu garantieren. Hierzu sind weitere Untersuchungen im großtechnischen Maßstab erforderlich. Daneben sind aber neue Ansätze und Optionen zur weiteren Senkung des Energieverbrauchs der Klärwerke und damit auch der Treibhausgasemissionen aus diesem Sektor zu verfolgen, um zu den mittel- und langfristigen Klimazielen Berlins beizutragen.

## 7 Quellenverzeichnis

- AbfklärV (2017) Verordnung über die Verwertung von Klärschlamm, Klärschlammgemisch und Klärschlammkompost (Klärschlammverordnung - AbfklärV). Bundesgesetzblatt I S. 3465, zuletzt geändert durch Art. 137 V v. 19.6.2020 I 132
- Aboobakar, A., Cartmell, E., Stephenson, T., Jones, M., Vale, P. & Dotro, G. (2013) Nitrous oxide emissions and dissolved oxygen profiling in a full-scale nitrifying activated sludge treatment plant. *Water Research* 47 (2): 524-534
- Bundesgesetzblatt I S. 1108, 2605, updated on 02.05.2013 in Bundesgesetzblatt I S. 973: Abwasserverordnung: Anhang 1 (Wastewater ordinance: Annex 1) (2013)
- Adam, K., Schmidtlein, F. & Stockleben, J. (2017) Machbarkeitsstudie Neubau Klärwerk Stahnsdorf (auf Ersatzstandort): Abschlussbericht. ARGE Neubau KW Stahnsdorf: p2m Berlin und Dahlem
- Ahn, J. H., Kim, S., Park, H., Rahm, B., Pagilla, K. & Chandran, K. (2010) N<sub>2</sub>O Emissions from Activated Sludge Processes, 2008–2009: Results of a National Monitoring Survey in the United States. *Environmental Science & Technology* 44 (12): 4505-4511
- Baeten, J. (2020) Wastewater treatment with aerobic granular sludge: challenges and opportunities for modelling and off-gas analyses. Faculty of Bioscience Engineering, Ghent University
- Barber, W. P. F. (2016) Thermal hydrolysis for sewage treatment: A critical review. *Water Research* 104: 53-71
- Benstöm, F., Oeldscheid, S., Klasen, H., Bruszies, D., Niehoff, H., Alt, K. & Pinnekamp, J. (2019) Aerober Granulierter Schlamm in Sequencing-Batch-Reaktoren (AGS-SBR). *Korrespondenz Abwasser* 66 (3): 187-199
- Böhler, M., Fleiner, J., Gruber, W., Seyfried, A., Luning, L. & Traksel, D. (2016) Deliverable D4.2: Planning and Design of a full-scale membrane ammonia stripping. EAWAG
- Böhler, M., Hernandez, A., Fleiner, J., Gruber, W. & Seyfried, A. (2018) Deliverable D4.3: Operation and optimization of membrane ammonia stripping. EAWAG
- Christensson, M., Piculell, M. & Schubert, R.-L. (2018) D 2.5: Options for nitrogen removal after advanced carbon extraction Veolia Water Technologies Sweden - AnoxKaldnes
- Conthe, M., Lycus, P., Arntzen, M. Ø., Ramos da Silva, A., Frostegård, Å., Bakken, L. R., Kleerebezem, R. & van Loosdrecht, M. C. M. (2019) Denitrification as an N<sub>2</sub>O sink. *Water Research* 151: 381-387
- Daelman, M. R. J., Van Voorthuizen, E. M., Van Dongen, L. G. J. M., Volcke, E. I. P. & Van Loosdrecht, M. C. M. (2013) Methane and nitrous oxide emissions from municipal wastewater treatment - Results from a long-term study. *Water Science and Technology* 67 (10): 2350-2355
- De Bruin, L., De Bruin, B., Van der Roest, H., Van Bentem, A., Berkhof, D., Van Dijk, E., Van Gool, H., Kraan, R., Van Loosdrecht, M. C. M., Meinema, K., Miska, V., Pronk, M., Verschoor, J. & Winkler, M. (2013) Nereda® Praktijkonderzoeken 2010-2012- Rapport 29/2013. STOWA
- DIN EN ISO 9888 (1999) DIN EN ISO 9888:1999-11 - Bestimmung der aeroben biologischen Abbaubarkeit organischer Stoffe im wässrigen Medium. Deutsches Institut für Normung e.V.
- DIN EN ISO 12880 (2000) DIN EN 12880:2001-02 - Charakterisierung von Schlämmen - Bestimmung des Trockenrückstandes und des Wassergehaltes. Deutsches Institut für Normung e.V.
- Dünnebeil, A. (2018) Activating of the digester with thermal chemical hydrolysis and recovery of nitrogen, *In* IWAMA workshop "Nutrient reduction and recovery". Kalmar
- DWA (2016a) A131 Bemessung von einstufigen Belebungsanlagen (A131: Dimensioning of single stage activated sludge plants). Hennef, Germany: Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e. V.
- DWA (2016b) M302: Klärschlammintegration. Hennef, Germany: Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e.V.
- DWA (2017a) Arbeitsbericht der DWA-Arbeitsgruppe KA-6.7: Treibhausgasemissionen bei der Abwasserreinigung (Working report of the DWA working group KA 6.7: Greenhouse gas emissions in wastewater treatment). *Korrespondenz Abwasser* 64 (9): 779-788

- DWA (2017b) M271: Personalbedarf für den Betrieb kommunaler Kläranlagen (M271: staff requirement for the operation of municipal wastewater treatment plants). Hennef, Germany: Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e.V.
- Ecoinvent (2019) Ecoinvent data v3.6, ecoinvent reports No. 1-26, Swiss Center for Life Cycle Inventories, [www.ecoinvent.org](http://www.ecoinvent.org).
- Fischbacher, A. F. (2019) Inbetriebnahme und Bewertung einer SBR-Pilotanlage zur Behandlung von kommunalem Abwasser mittels granuliertem Belebtschlammverfahren. Bachelor Thesis. Technischer Umweltschutz, Technische Universität Berlin
- Foley, J., de Haas, D., Yuan, Z. & Lant, P. (2010) Nitrous oxide generation in full-scale biological nutrient removal wastewater treatment plants. *Water Research* 44 (3): 831-844
- Gerundt, K. (2018) Thermochemische Hydrolyse von Überschussschlamm – Auswirkungen auf Faulgaserträge und die Bildung schwer abbaubarer organischer Substanzen. Bachelor Thesis. FG Siedlungswasserwirtschaft, Technische Universität Berlin
- Gruber, W., Villez, K., Kipf, M., Wunderlin, P., Siegrist, H., Vogt, L. & Joss, A. (2020) N<sub>2</sub>O emission in full-scale wastewater treatment: Proposing a refined monitoring strategy. *Science of the Total Environment* 699
- Guo, H., van Lier, J. B. & de Kreuk, M. (2020) Digestibility of waste aerobic granular sludge from a full-scale municipal wastewater treatment system. *Water Research* 173
- Hebbe, P. P. (2019) Untersuchungen zur thermisch-alkalischen Hydrolyse von Überschussschlamm im Pilotmaßstab. Bachelor Thesis. Verfahrens- und Umwelttechnik, Beuth Hochschule für Technik Berlin
- Hunsicker, J. (2019) Auswirkungen einer thermischen Vorbehandlung über thermo-alkalische und Thermo-Druck-Hydrolyse auf die physikalischen Eigenschaften von Überschussschlamm vor und nach der Faulung. Master Thesis. FG Siedlungswasserwirtschaft, Technische Universität Berlin
- Icha, P. & Kuhs, G. (2020) Entwicklung der spezifischen Kohlendioxid- Emissionen des deutschen Strommix in den Jahren 1990 - 2018 (<https://www.umweltbundesamt.de/publikationen/entwicklung-der-spezifischen-kohlendioxid-6>). Umweltbundesamt
- IFU (2017) Umberto(r) LCA+ - Software für Ökobilanzierung (Umberto(r) LCA+ - software for Life Cycle Assessment). Institut für Umweltinformatik GmbH
- IPCC (2006) Guidelines for National Greenhouse Gas Inventories -Volume 5: Waste, Chapter 5: Incineration and open burning of waste. IGES
- IPCC (2014) Climate Change 2014: Synthesis Report. Contribution of Working Groups I, II and III to the Fifth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change Geneva, Switzerland: IPCC
- ISO 14040 (2006) Environmental management - Life Cycle Assessment - Principles and framework. International Standardisation Organisation.
- ISO 14044 (2006) Environmental management - Life cycle assessment - Requirements and guidelines. International Standardisation Organisation.
- Jahn, L., Schaar, H., Svoldal, K. & Krampe, J. (2017) Granulares Belebtschlammverfahren in kontinuierlich durchflossenen Belebungsanlagen - Endbericht. TU Wien
- Jahn, L., Svoldal, K. & Krampe, J. (2019) Nitrous oxide emissions from aerobic granular sludge. *Water Science and Technology* 80 (7): 1304-1314
- Kraus, F., Zamzow, M., Conzelmann, L., Remy, C., Kleyböcker, A., Seis, W., Miehe, U., Hermann, L., Hermann, R. & Kabbe, C. (2019) Ökobilanzieller Vergleich der P-Rückgewinnung aus dem Abwasserstrom mit der Düngemittelproduktion aus Rohphosphaten unter Einbeziehung von Umweltfolgeschäden und deren Vermeidung - Abschlussbericht (FKZ: 3716 31 330 0). Umweltbundesamt, Berlin
- LAWA (2005) Leitlinien zur Durchführung dynamischer Kostenvergleichsrechnungen (KVR-Leitlinien) (Guidelines for dynamic calculation of cost comparison). Länderarbeitsgemeinschaft Wasser

- Layer, M., Bock, K., Ranzinger, F., Horn, H., Morgenroth, E. & Derlon, N. (2020) Particulate substrate retention in plug-flow and fully-mixed conditions during operation of aerobic granular sludge systems. *Water Research X* 9: 100075
- Lehmann, C. & Kasper, M. (2017) Nereda - Leistungsfähiges biologisches Abwasserbehandlungsverfahren für die Schweiz. *Aqua & Gas* (1): 50-55
- Mutz, D., Remy, C., Miehe, U. & Sperlich, A. (2017) Einfluss von Ozonung oder Aktivkohleadsorption zur weitergehenden Entfernung organischer Spurenstoffe auf den Energieaufwand und CO<sub>2</sub>-Fußabdruck einer Kläranlage. *Korrespondenz Abwasser, Abfall* 64 (4): 310-320
- Olsson, P., Pellicer-Nàcher, C. & Schubert, R.-L. (2018) D 1.2: Design and performance of advanced primary treatment with microscreen. Hydrotech
- Pan, Z. (2020) Assessment of N<sub>2</sub>O emissions from an SBR plant with aerobic granular sludge technology on pilot scale. Master Thesis. FG Siedlungswasserwirtschaft, Technische Universität Berlin
- Parravicini, V., Svardal, K. & Krampe, J. (2016) Greenhouse Gas Emissions from Wastewater Treatment Plants. *Energy Procedia* 97: 246-253
- Pham, M. A. (2019) Auswirkungen der thermisch-alkalischen Hydrolyse auf granulierten und konventionellen Belebtschlamm. Bachelor Thesis. Pharma- und Chemietechnik, Beuth Hochschule für Technik Berlin
- Pronk, M., de Kreuk, M. K., de Bruin, B., Kamminga, P., Kleerebezem, R. & van Loosdrecht, M. C. M. (2015) Full scale performance of the aerobic granular sludge process for sewage treatment. *Water Research* 84: 207-217
- Remy, C. (2013) Life Cycle Assessment and Life Cycle Costing of tertiary treatment schemes - Final report OXERAM. Kompetenzzentrum Wasser Berlin gGmbH [www.kompetenz-wasser.de](http://www.kompetenz-wasser.de)
- Remy, C., Boulestreau, M. & Lesjean, B. (2014) Proof of concept for a new energy-positive wastewater treatment scheme. *Water Science and Technology* 70 (10): 1709-1716
- Remy, C. & Diercks, K. (2016) D3.1: Best practices for improved sludge digestion. Kompetenzzentrum Wasser Berlin gGmbH
- Remy, C. & Jossa, P. (2015) Deliverable 9.2: Life Cycle Assessment of selected processes for P recovery from sewage sludge, sludge liquor, or ash (available for download at: <https://zenodo.org/record/242550>). Kompetenzzentrum Wasser Berlin
- Remy, C., Lesjean, B. & Waschnewski, J. (2013) Identifying energy and carbon footprint optimization potentials of a sludge treatment line with Life Cycle Assessment. *Water Science and Technology* 67 (1): 63-73
- Ronchetti, C., Bienz, P. & Pridal, R. (2002) Ökobilanz Klärgasverstromung (Life cycle assessment of sewage gas electrification) Bern, Switzerland: Bundesamt für Energie
- Schubert, R.-L., Boulestreau, M., Christensson, M. & Lesjean, B. (2013) Novel wastewater process scheme: high loaded MBBR followed by microsieve filtration for maximum COD extraction.
- SenStadt (2011) Stadtentwicklungsplan Klima: Urbane Lebensqualität im Klimawandel sichern. Senatsverwaltung für Stadtentwicklung Berlin
- SenStadtUm/MUGV (2011) Reduzierung der Nährstoffbelastungen von Dahme, Spree und Havel in Berlin sowie der Unteren Havel in Brandenburg - Gemeinsames Handlungskonzept der Wasserwirtschaftsverwaltungen der Bundesländer Berlin und Brandenburg. Teil 3: Maßnahmen und Strategien zur Reduzierung der Nährstoffbelastungen. Senatsverwaltung für Stadtentwicklung und Umwelt Berlin, Ministerium für Ländliche Entwicklung, Umwelt und Landwirtschaft Brandenburg
- Siepmann, T. (2018) Klärschlammverwertung der Berliner Wasserbetriebe - Konzept und Anlagenprojektierung, *In* Berliner Klärschlammkonferenz. Berlin
- Toutian, V., Barjenbruch, M., Loderer, C. & Remy, C. (2020a) Pilot study of thermal alkaline pretreatment of waste activated sludge: Seasonal effects on anaerobic digestion and impact on dewaterability and refractory COD. *Water Research* 182: 115910
- Toutian, V., Barjenbruch, M., Unger, T., Loderer, C. & Remy, C. (2020b) Effect of temperature on biogas yield increase and formation of refractory COD during thermal hydrolysis of waste activated sludge. *Water Research* 171: 115383

- Unger, T. (2019) Einfluss der Thermo-Druck-Hydrolyse zur Desintegration von Überschussschlamm auf den Biogasertrag und die Bildung von refraktärem CSB. Master Thesis. FG Siedlingswasserwirtschaft, Technische Universität Berlin
- van Dijk, E. J. H., Pronk, M. & van Loosdrecht, M. C. M. (2018) Controlling effluent suspended solids in the aerobic granular sludge process. *Water Research* 147: 50-59
- Vasilaki, V., Massara, T. M., Stanchev, P., Fatone, F. & Katsou, E. (2019) A decade of nitrous oxide (N<sub>2</sub>O) monitoring in full-scale wastewater treatment processes: A critical review. *Water Research* 161: 392-412
- VDI (2012) VDI-Richtlinie 4600: 2012-01: Kumulierter Energieaufwand - Begriffe, Berechnungsmethoden (VDI guideline 4600: 2012-01: Cumulative energy demand - Terms, definitions, methods of calculation). Beuth Verlag
- Wenzel, C. (2019) Assessment of direct greenhouse gas emissions from a pilot-scale aerobic granular sludge reactor treating domestic wastewater. Master Thesis. Humboldt-Universität zu Berlin
- Yoshida, H., Mønster, J. & Scheutz, C. (2014) Plant-integrated measurement of greenhouse gas emissions from a municipal wastewater treatment plant. *Water Research* 61: 108-118