

Abschlussbericht zum Forschungsvorhaben
gefördert unter dem **AZ 30612-23**
von der Deutschen Bundesstiftung Umwelt (DBU)
im Förderbereich 2:
Klimaschutz und Energie „Energieeffizienz und erneuerbare Energien“

Sonderverfahren der Stickstoffelimination in hochbelasteten industriellen Abwässern mit dem Ziel der erhöhten Energieeffizienz am Beispiel des Abwassers des Schlacht- und Fleischverarbeitungsbetriebes Tönnies Rheda-Wiedenbrück



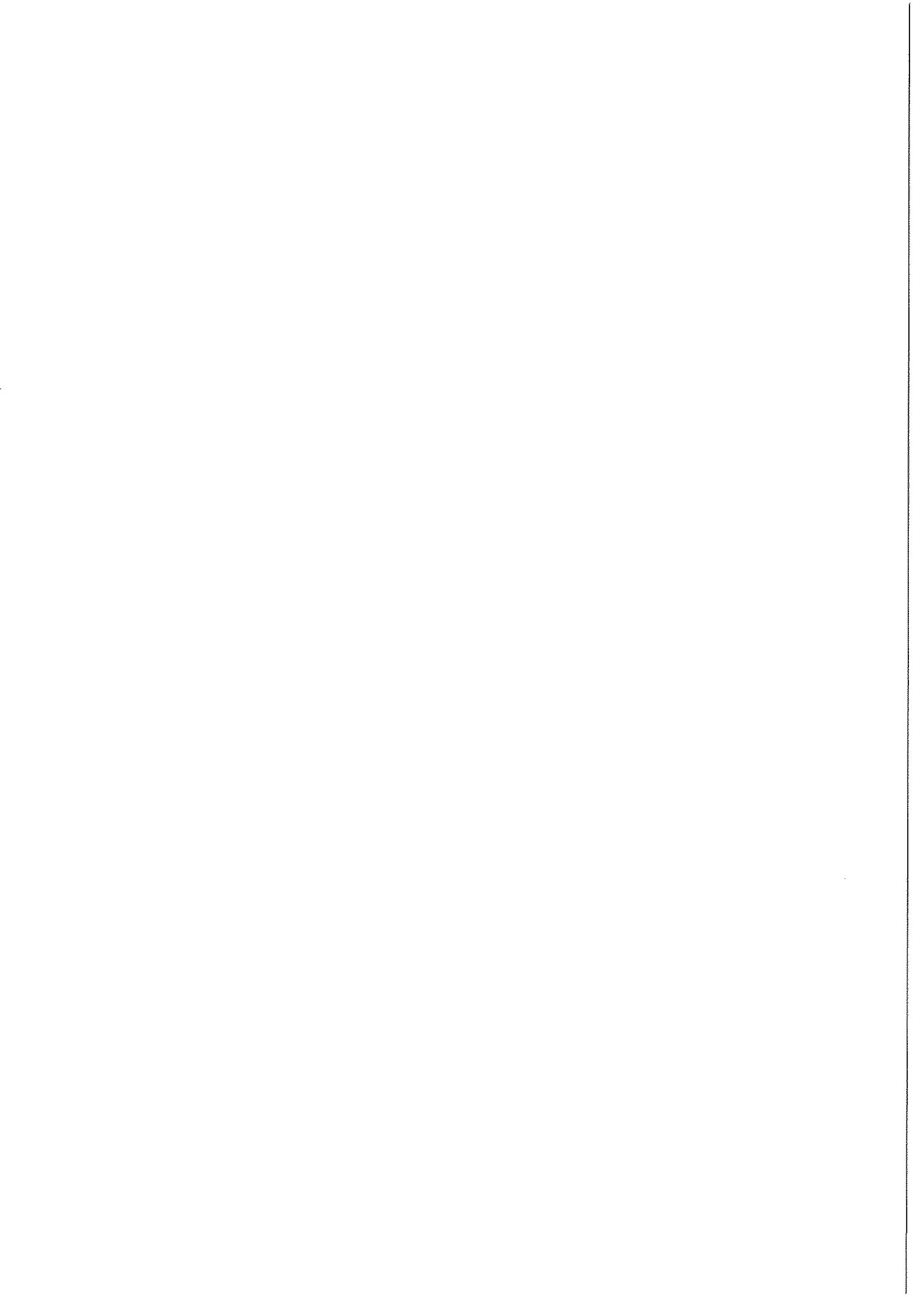
E&P Anlagenbau GmbH (Berlin)



Institut für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik (ISAH),
Leibniz Universität Hannover

Hannover

September 2016



Projektkennblatt
der
Deutschen Bundesstiftung Umwelt



Az	30612	Referat	23	Fördersumme	87.786 €
Antragstitel	Entwicklung eines Sonderverfahrens zur Stickstoffelimination in hochbelasteten industriellen Abwässern mit dem Ziel der erhöhten Energieeffizienz am Beispiel des Produktionsabwassers eines Schlacht- und Fleischverarbeitungsbetriebes				
Stichworte	Industrieabwasser, Deammonifikation				
Laufzeit	Projektbeginn	Projektende	Projektphase(n)		
12 Monate + 24 Monate	22.05.2013	31.05.2016	1		
Verlängerung					
Zwischenberichte					
Bewilligungsempfänger	E & P Anlagenbau GmbH Mariannenstr. 38 12209 Berlin			Tel : (08122)/84718 79 Fax: (08122)/847 2889	
				Projektleitung Fr. Zacherl- John	
				Bearbeiter: Fr. Zacherl-John	
Kooperationspartner	ISAH Institut für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Leibniz Universität Hannover, Projektleitung: Dr. Beier, Projektbearbeitung: Mariano Noack Welfengarten 1, 30167 Hannover				
Zielsetzung und Anlass des Vorhabens					
Ziel: Entwicklung eines an die Anforderungen der Industrieabwasserbehandlung angepassten Verfahrens- u. Regelkonzeptes der anaeroben Ammoniumoxidation zur energieeffizienten Reinigung von hochbelasteten industriellen Abwasserteilströmen.					
Anlass: Durch die im industriellen Bereich auftretenden höheren Stickstoffkonzentrationen u. Konzentrationsschwankungen sind bekannte Regelstrategien zur N-Elimination in kommunalen Anlagen z.T. unwirksam oder wenig effizient, um die im Prozess der anaeroben Ammoniumoxidation mögliche Substrat- und Produkthemmung durch Nitrit bzw. Ammoniak zu verhindern.					
Darstellung der Arbeitsschritte und der angewandten Methoden					
1. Leistungsvergleich					
<ul style="list-style-type: none"> • Aufnahme u. statistische Auswertung von Schwankungen der Abwassercharakteristik. • Definition typischer Lastfälle. • Vergleichender Betrieb einer einstufigen und zweistufigen Deammonifikation mit dem gleichen Abwasser zum direkten Vergleich unterschiedlicher Regelungsstrategien. 					
2. Aufnahme von Abbauleistungen und modellbasierte Erstellung angepasster Regelungskonzepte					
<ul style="list-style-type: none"> • Erstellung eines vereinfachten dynamischen Anlagenmodells der untersuchten Verfahrenskonzepte zur Deammonifikation (ein- und zweistufig) in SIMBA. • Kalibrierung und Verifizierung des Modells anhand aufgenommener Betriebsdaten. • Modellunterstützte Entwicklung angepasster Regelungskonzepte zur Optimierung des Umsatzes. 					
3. Bewertung					
<ul style="list-style-type: none"> • Erprobung ausgewählter Regelungskonzepte in der Großtechnik. • Umsetzung optimierte Regelungskonzepte in Regelbausteine • Ableitung von Auslegungs- u. Designparametern für die Konzeptionierung industrieller Teilstromanlagen zur Deammonifikation. 					
Deutsche Bundesstiftung Umwelt • An der Bornau 2 • 49090 Osnabrück • Tel 0541/9633-0 • Fax 0541/9633-190 • http://www.dbu.de					

Ergebnisse und Diskussion

Im Rahmen des Forschungsprojektes wurden für die Schlammwasserbehandlungsanlage der KA Rheda-Wiedenbrück (hohe Ammoniumrückbelastung und -konzentrationen (400 mg/l bis > 3.000 mg/l NH₄-N) im Teilstrom durch die getrennte Behandlung von Fetten und Schlämmen eines Schlacht- und Fleischverarbeitungsbetriebes) als Beispiel für die Behandlung unterschiedliche Betriebsstrategien sowie angepasste Steuer- und Regelkonzepte der Deammonifikation modell- und großtechnisch erprobt und miteinander verglichen.

Durch die parallel zum Betrieb der Anlagen durchgeführte Charakterisierung des Schlammwassers konnten die Parameter CSB_{abbaubar}, NH₄-N-Fracht und -konzentration als besonders prozess-sensitiv identifiziert werden. Insbesondere die schwankenden und z.T. sehr hohen Konzentrationen an noch abbaubarem CSB nach der Anaerobstufe sind hierbei neben den hohen NH₄-N-Konzentrationen typisch für die anaerob-aerobe Behandlung industrieller Abwässer aus der Lebensmittelindustrie. Während die schwankenden Zulaufmengen die Reaktorauslegung und hydraulische Beschickung im zweistufigen Betrieb direkt beeinflusst, ergibt sich für den einstufigen Betrieb insbesondere der Bedarf, die Taktung der belüfteten und unbelüfteten Phasen durch eine entsprechende Regelung zu optimieren. Die hohen Stoffkonzentrationen ergeben für beide Verfahrensvarianten ein erhöhtes Risiko einer Substrat/Produkt-Hemmung, die regelungstechnisch zu vermeiden ist.

Regelungsstrategie: Die im Rahmen des Projektes entwickelte Verfahrensoptimierung basiert letztendlich auf einer verbesserten Anpassung der Betriebsphasen an die aktuelle Biomassenaktivität. Damit können zum einen „Leerlaufzeiten“ vermieden werden (Reduzierung Reaktorvolumen) und zum anderen der Anreicherung von einzelnen Stickstoffkomponenten über die Hemmgrenze hinaus entgegengewirkt werden (Stabilisierung des Betriebs). Für beide Verfahrenskonzepte (ein- und zweistufige Deammonifikation) bedeutet dies die Umstellung der kontinuierlichen Beschickung auf eine an die aktuelle Abbauleistung abgestimmte, frachtbasierte Beschickung. Für die den stabilen und umsatzstarken Betrieb einer einstufigen Deammonifikation ist zusätzlich eine ammoniumkonzentrationsabhängige Regelung der Belüftung vorzusehen. Die entwickelten Regelkonzepte basieren damit auf der online Echtzeitmessung von Parametern wie O₂, pH, NH₄-N, NO₃-N und NO₂-N mit entsprechend hohen Anforderungen an die Messtechnik (Robustheit und Signalstabilität). Im Rahmen des Projektes zeigte es sich, dass aufgrund der Abwasserzusammensetzung dabei immer auch Maßnahmen in die Regelungsstrategien zu integrieren sind, die eine im laufenden Betrieb nicht zu vermeidenden Messwertverfälschung durch z.B. Drift des Wertes, Belegung oder Ausfall der Sonden etc., kompensiert. Im Rahmen des Projektes wurde dafür die Umstellung von Absolutwert- auf Deltawertregelung sowie die Vernetzung verschiedener Sonden zur Verbesserung des Regelerfolgs erprobt und anschließend fest eingebunden. Hierbei konnte mithilfe des Tools der modellbasierten dynamischen Prozesssimulation gezielt Betriebsstrategien und Prozesseinstellungen erprobt werden, ohne Betriebsstörungen oder eine Gefährdung der Anlagenstabilität in Kauf nehmen zu müssen. Die erreichte Modellgüte ermöglichte dabei eine detaillierte Prozessabbildung und Vorhersage der Biomasseentwicklung bzw. des erreichbaren Umsatzes.

Öffentlichkeitsarbeit und Präsentation

Beier, M., Schneider, Y. (2016): Verfahren der biol. Stickstoffelimination unter Berücksichtigung der anaeroben Ammoniumoxidation, 13. Hannoversche Industrieabwassertagung – 7./8. April 2016

Beier, M. Trautmann, N. (2016): Verfahrenskonzepte für hochkonz. Abwässer, Interne Weiterbildung PFI

Rosenwinkel, K-H. Beier, M. (2015): Verfahrensentwicklung und Einsatzmöglichkeiten der anaeroben Ammoniumoxidation, 11. Aachener Tagung Wassertechnologie, 27.-28. Oktober 2015

Beier, M. (2014): Verfahren zur Deammonifikation, Essener Tagung, 20. März 2014

Beier, M. (2013): Übersicht Deammonifikationsverfahren und ihrer Regelung, Erfahrungsaustausch Deammonifikation, E&P Anlagenbau, 21.10.2013, Potsdam

Fazit

Mit dem erstellten Regelkonzept konnten für beide Verfahrenskonzepte die durch Zulaufbedingungen auftretende, Unter- oder Überfrachtung, Hemmungen und Betriebsstörungen wirkungsvoll vermieden werden. Damit steht eine Regelstrategie für industrielle Abwässer zur Verfügung, die die Einstellung optimaler Prozessbedingungen für die beteiligten Mikroorganismen optimal unterstützt. Im Betrieb und durch Modellrechnungen unterstützt, zeigte sich, dass für industrielle Abwässer mit hohen Schwankungen in der Zulaufcharakteristik, hemmenden Inhaltsstoffen und hohen Stickstoffkonzentrationen zweistufige Deammonifikationsanlagen aufgrund der räumlichen Trennung der Milleubedingungen in der Regelung weniger aufwändig und durch die „vorgeschaltete“ Belüftung robuster im Betrieb sind.

Inhaltsverzeichnis

Tabellenverzeichnis.....	i
Abbildungsverzeichnis.....	ii
Abkürzungsverzeichnis.....	iii
Zusammenfassung.....	1
1 Einleitung.....	3
1.1 Einordnung Projekt.....	3
1.1 Theoretische Grundlagen zum biologischen Stickstoffumsatz.....	5
1.2 Stand der Technik und Vorteile der Deammonifikation.....	8
1.3 Beschreibung und Aufbau der Prozesswasserbehandlungsanlage KA Rheda-Wiedenbrück.....	10
2 Charakterisierung Industrieabwässer.....	13
2.1 Besonderheiten von Industrieabwässern und deren Einfluss auf die Deammonifikation.....	13
2.2 Charakterisierung des Prozesswassers der KA Rheda-Wiedenbrück.....	14
2.3 Identifizierung sensitiver Prozessgrößen der Prozesswässer.....	19
3 Einstufige Deammonifikation.....	21
3.1 Leistungsfähigkeit der einstufigen Deammonifikation.....	21
3.2 Verfahrensbeschreibung und Steuerungskonzepte.....	22
3.3 Festgelegte Betriebsvarianten und entwickelte Steuerungskonzepte.....	23
3.4 Modellgestützte Erprobung der Steuerungskonzepte.....	25
3.5 Vergleich und Bewertung der Steuerungskonzepte einstufige Deammonifikation.....	29
4 Zweistufige Deammonifikation.....	33
4.1 Verfahrens- und Steuerungskonzept im Ausgangszustand.....	33
4.2 Angepasstes Inbetriebnahme Konzept und Optimierung der Steuerung.....	45
4.3 Vergleich und Bewertung Betriebskonzept zweistufige Deammonifikation.....	47
5 Auslegungsparameter für die Konzeptionierung industrieller Teilstromanlagen zur Deammonifikation.....	49
6 Literatur.....	53

Tabellenverzeichnis

Tabelle 2-1: Vergleich von Ablaufkonzentrationen kommunaler und industrieller anaerober Vor-behandlungsanlagen einiger für die Deammonifikation relevanten Parameter, Trautmann (2015).....	13
Tabelle 2-2: Zusammensetzung des Zentratwassers der Faulbehälter 1 und 2 anhand einer Stichproben-messung.....	15
Tabelle 2-3: Wassermengen, Konzentrationen und Frachten mit Schwankungsbreiten der wichtigsten Parameter CSB, NH4-N und Nges. für den Faulbehälter 2 aus Jahresmittelwerten bzw. Stichprobenmessungen in 2013.....	16
Tabelle 2-4: Wassermengen, Konzentrationen und Frachten mit Schwankungsbreiten der wichtigsten Parameter CSB, NH4-N und Nges. für den Faulbehälter 1 aus Jahresmittelwerten bzw. Stichprobenmessungen in 2013.....	16
Tabelle 2-5: Wassermengen und Konzentrationen mit Schwankungsbreiten der wichtigsten Parameter CSB, NH4-N und Nges. für das MAB aus Jahresmittelwerten von 2013.....	18
Tabelle 2-6: Stichprobenmessung der Kohlenstofffraktion im Zentrat der FB und in der Nitrifikation.....	19
Tabelle 3-1: Modelleingangsdaten im Zeitraum Juni 2013	26
Tabelle 3-2: Stoffgruppen des erweiterten Hybridmodells	28
Tabelle 4-1: Leistungsfähigkeit des Anammox1 Reaktors anhand Stickstoffumsatzrate, Gesamtbioasse, NUR (Nitrite Uptake Rate) und Konzentrationen der Stickstoffparameter vor und nach der Impfschlammzugabe sowie in den darauf folgenden Monaten	40
Tabelle 4-2: Leistungsfähigkeit des Anammox2 Reaktors anhand Stickstoffumsatzrate, Gesamtbioasse, NUR (Nitrite Uptake Rate) und Konzentrationen der Stickstoffparameter nach der Impfschlammzugabe sowie in den darauf folgenden Monaten	42
Tabelle 5-1: Leistungsfähigkeit im Betrieb befindlicher einstufiger Deammonifikationsanlagen.	49
Tabelle 5-2: Leistungsfähigkeit im Betrieb befindlicher zweistufiger Deammonifikationsanlagen.	49
Tabelle 5-4: Effizienzvergleich Haupt- und Teilstrom nach Joss et al. 2009, ergänzt durch eigene Abschätzungen und Messungen.....	51
Tabelle 5-5: Invest- und Betriebskostenvergleich der Teilstrombehandlung der KA Rheda mit unterschiedlichen Verfahren, ergänzt nach (Hartwig und Beier 2008) sowie Rosenwinkel et al. 2011	52

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1-1: Prinzipieller Vergleich der C-Bilanzen anaerober und aerober Kohlenstoffeliminations-verfahren, aus Beier et al. (2008).....	9
Abbildung 1-2: Technischer Aufbau PANDA-Verfahren (Hartwig 2008)	11
Abbildung 1-3: Betriebsweise der Schlammwasserbehandlungsanlage als Draufsicht bis Ende 2013 (links) und zu Beginn 2014 (rechts).....	12
Abbildung 2-1 :Summenlinien der Zentratwassermengen der Faulbehälter für das Jahr 2013.....	17
Abbildung 3-1: Schema einer Betriebsvariante im Zyklus mit mehreren Beschickungen.....	25
Abbildung 3-2: Technisches Modell der einstufigen Deammonifikation der PWB Rheda.....	26
Abbildung 3-3: Darstellung der Stoffumsatzprozesse im ASM_DEAM_Hybridmodell.....	27
Abbildung 3-4: Gegenüberstellung der gemessenen und simulierten Messwerte zum Zeitraum Juni 2013.....	29
Abbildung 3-5: Simulationsergebnisse Lastfall 1. Oben: NH_4 -Zulaufkonzentration, Mitte: NH_4 -N & NO_2 -N Konzentration im SBR, Unten: NH_3 -N & HNO_2 -N Konzentration im SBR	31
Abbildung 3-6: Simulationsergebnisse Lastfall 2. Oben: NH_4 -Zulaufkonzentration, Mitte: NH_4 -N & NO_2 -N Konzentration im SBR, Unten: NH_3 -N & HNO_2 -N Konzentration im SBR	31
Abbildung 3-7: Vergleich der konzentrationsgeregelten Steuerungskonzepte.....	32
Abbildung 4-1: Mindestschlammalter zur Aufrechterhaltung der Nitrifikation im Ausschwemmreaktor in Abhängigkeit der Temperatur	34
Abbildung 4-2: Kurvenverlauf der Online Nitritsonde im Anammox1 Reaktor kurz nach Inbetriebnahme (02.05.2014, grau) und nach einem Monat (03.06.2014, schwarz) mit erreichten N-Umsatzraten und Beschickungen (Pfeile).....	38
Abbildung 4-3: Verlauf der online Nitritmessung im Anammox1 Reaktor mit Hemmung des Abbaus am 16.6.14 durch einen unbekanntem Hemmstoff im Zulaufwasser.....	41
Abbildung 4-4: Online Nitritkurvenverlauf im Anammox2 Reaktor, Beschickungen anhand der Pfeile und Darstellung der NUR.....	43
Abbildung 4-5: Verlauf der Online Nitritkonzentration im Anammox2 Reaktor mit getakteter Beschickung bei unterschiedlichen Beschickungsmengen.....	44

Abkürzungsverzeichnis

AFS	Abfiltrierbare Stoffe [mg/L]
Anammox	anaerobe Ammoniumoxidation
AOB	Ammonium oxidierende Bakterien
ASM 1	activated sludge model no.1
ASM 3	activated sludge model no. 3
BSB ₅	Biologischer Sauerstoffbedarf über 5 Tage [mg/L]
C	Kohlenstoff
C/N Verhältnis	Kohlenstoff zu Stickstoff Verhältnis
CSB	Chemischer Sauerstoffbedarf [mg/L]
FB	Faulbehälter
FHM	Flockungshilfsmittel
filtr.	filtriert
FS	Faulschlamm
hom.	homogenisiert
HNO ₂	Salpetrige Säure [mg/L]
KA	Kläranlage
KN	Kjeldahlstickstoff [mg/L] als NH ₄ -N+Org.N
MAB	Misch- und Ausgleichsbecken
N ₂ O	Lachgas, Treibhausgas
N	Stickstoff
N _{ges.}	Gesamtstickstoffgehalt [mg/L] analog TN _b
NH ₄ -N	Ammoniumstickstoff [mg/L]
NH ₃	Ammoniakstickstoff [mg/L]
NO ₂ -N	Nitritstickstoff [mg/L]
NO ₃ -N	Nitratstickstoff [mg/L]
NO _x	Oxidierter Stickstoffverbindungen meist NO ₂ -N+NO ₃ -N
NOB	Nitrit oxidierende B akterien
NUR	N itrite U ptake R ate, Nitritabbaurate [mg NO ₂ -N/L*h]
NK	Nachklärung
O ₂	Sauerstoff [mg/L]
Org. N	organischer Stickstoffgehalt [mg/L]
oTS	organischer Trockensubstanzgehalt [g/L]
OUR	O xygen U ptake R ate, Sauerstoffzehrungsrate [mg O ₂ /L*h]
PANDA	P artial A ugmented N itritation D enitritation with A lkalinity recovery
PANDA+	Weiterentwicklung des PANDA-Verfahrens zur zweistufigen Deammonifikation, Nitritation/Anammox
PLS	Prozessleitsystem
PS	Primärschlamm
P _{ges.}	Gesamtphosphorgehalt [mg/L]
PWB	Prozesswasserbehandlung
Q _d	Tageszuflussmenge [m ³ /d]
SBR	S equencing B atch R eactor
SIMBA#	dynamische Simulationssoftware
SK	Säurekapazität [mmol/L]
TS	Trockensubstanzgehalt [g/L]
ÜSS	Überschussschlamm
ZK	Zwischenklärung

Zusammenfassung

Im Rahmen des Forschungsprojektes wurden für die Schlammwasserbehandlungsanlage der KA Rheda-Wiedenbrück (hohe Ammoniumrückbelastung und -konzentrationen (400 mg/l bis > 3.000 mg/l NH₄-N) im Teilstrom durch die getrennte Behandlung von Fetten und Schlämmen eines Schlacht- und Fleisch-verarbeitungsbetriebes) als Beispiel für die Behandlung unterschiedliche Betriebsstrategien sowie angepasste Steuer- und Regelkonzepte der Deammonifikation modell- und großtechnisch erprobt und miteinander verglichen.

Durch die parallel zum Betrieb der Anlagen durchgeführte Charakterisierung des Schlammwassers konnten die Parameter CSB_{abbaubar}, NH₄-N-Fracht und -konzentration als besonders prozesssensitiv identifiziert werden. Insbesondere die schwankenden und z.T. sehr hohen Konzentrationen an noch abbaubarem CSB nach der Anaerobstufe sind hierbei neben den hohen NH₄-N-Konzentrationen typisch für die anaerob-aerobe Behandlung industrieller Abwässer aus der Lebensmittelindustrie. Während die schwankenden Zulaufmengen die Reaktorauslegung und hydraulische Beschickung im zweistufigen Betrieb direkt beeinflusst, ergibt sich für den einstufigen Betrieb insbesondere der Bedarf, die Taktung der belüfteten und unbelüfteten Phasen durch eine entsprechende Regelung zu optimieren. Die hohen Stoffkonzentrationen ergeben für beide Verfahrensvarianten ein erhöhtes Risiko einer Substrat/Produkt hemmung, die regelungstechnisch zu vermeiden ist.

Regelungsstrategie: Die im Rahmen des Projektes entwickelte Verfahrensoptimierung basiert letztendlich auf einer verbesserten Anpassung der Betriebsphasen an die aktuelle Biomassenaktivität. Damit können zum einen „Leerlaufzeiten“ vermieden werden (Reduzierung Reaktorvolumen) und zum anderen der Anreicherung von einzelnen Stickstoffkomponenten über die Hemmgrenze hinaus entgegengewirkt werden (Stabilisierung des Betriebs). Für beide Verfahrenskonzepte (ein- und zweistufige Deammonifikation) bedeutet dies die Umstellung der kontinuierlichen Beschickung auf eine an die aktuelle Abbauleistung abgestimmte, frachtbasierte Beschickung. Für die den stabilen und umsatzstarken Betrieb einer einstufigen Deammonifikation ist zusätzlich eine ammoniumkonzentrationsabhängige Regelung der Belüftung vorzusehen. Die entwickelten Regelkonzepte basieren damit auf der online Echtzeitmessung von Parametern wie O₂, pH, NH₄-N, NO₃-N und NO₂-N mit entsprechend hohen Anforderungen an die Messtechnik (Robustheit und Signalstabilität). Im Rahmen des Projektes zeigte es sich, dass aufgrund der Abwasserzusammensetzung dabei immer auch Maßnahmen in die Regelungsstrategien zu integrieren sind, die eine im laufenden Betrieb nicht zu vermeidenden Messwertverfälschung durch z.B. Drift des Wertes, Belegung oder Ausfall der Sonden etc., kompensiert. Im Rahmen des Projektes wurde dafür die Umstellung von Absolutwert- auf Deltawertregelung sowie die Vernetzung verschiedener Sonden zur Verbesserung des Regelerfolgs erprobt und anschließend fest eingebunden. Hierbei konnte

mithilfe des Tools der modellbasierten dynamischen Prozesssimulation gezielt Betriebsstrategien und Prozesseinstellungen erprobt werden, ohne Betriebsstörungen oder eine Gefährdung der Anlagenstabilität in Kauf nehmen zu müssen. Die erreichte Modellgüte ermöglichte dabei eine detaillierte Prozessabbildung und Vorhersage der Biomasseentwicklung bzw. des erreichbaren Umsatzes.

Durch die Besonderheiten des Schlammwassers, der Anlagentechnik und Betriebsbedingungen mussten umfangreiche Änderungen am Vorgehen der ursprünglichen Zeit- und Versuchsplanung des Forschungsprojektes vorgenommen werden. Letztlich konnte trotz Projektverlängerung auf-grund individueller Betriebsstörungen, insbesondere aber durch weitgehende Verzögerungen in der Bau- und Automatisierungstechnik, die bis Projektende keine Umsetzung der Regelung in die Betriebsleittechnik ermöglichte, kein paralleler Langzeitbetrieb der beiden Verfahrenssysteme der Deammonifikation untersucht werden. Dennoch können die hier ermittelten Strategien (abgeleitet aus Betriebsphasen der großtechnischen Anlage) als prinzipiell geeignet für diese Art der Anlagen bzw. Industriebranchen angesehen werden und wurden auch bereits auf anderen Anlagen umgesetzt.

1 Einleitung

1.1 Einordnung des Projektes

Der Antragsteller der Förderung ist die E & P Anlagenbau GmbH (Berlin) mit dem wissenschaftlichen Kooperationspartner ISAH (Institut für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik, Leibniz Universität Hannover). Als technischer Kooperationspartner ist die Tönnies Lebensmittel GmbH & Co. KG (Rheda-Wiedenbrück) und als ausführendes Büro die aqua consult Ingenieur GmbH (Hannover) beteiligt.

1.1.1 Zielsetzung des Forschungsprojektes

Das Ziel des Forschungsprojektes ist die Entwicklung eines an die Anforderungen der Industrieabwasserbehandlung angepassten Verfahrens- und Regelkonzeptes der anaeroben Ammoniumoxidation zur Anpassung des in der kommunalen Abwasserbehandlung bereits umgesetzten und der Bereich der Schlammwasserbehandlung etablierten Verfahrens auf die Anforderungen industrieller Abwasserbehandlung mit dem Ziel der Erhöhung der Gesamtenergieeffizienz der Abwasserreinigung von hochbelasteten industriellen Teilströmen. Der Umweltnutzen des Verfahrens liegt zum einen in dem gegenüber der herkömmlichen N-Elimination um über 60% verminderten Energieverbrauches und zum anderen in der Möglichkeit den im Abwasser enthaltenen Kohlenstoff vollständig einer energetischen Verwertung (Biogasproduktion) zuzuführen, da keine Veratmung des Kohlenstoffs zur NO_x-Reduktion mehr benötigt wird.

Im Sinne einer Optimierung des Gesamtsystems ist im Hinblick auf Energieeinsparung und -gewinnung der vermehrte Einsatz einer anaeroben Behandlung organisch stark belasteten industriellen Abwassers sowie der organischen Feststoffe aus Produktionsprozessen direkt am Ort des Anfalls zu bevorzugen. Charakteristisch für diese Abwasserströme aus z.B. der Lebensmittelindustrie sind allerdings auch parallel zur Kohlenstofffracht im Abwasser enthaltene hohe Stickstofffrachten. Die klassische Verfahrenskombination zur Stickstoffelimination die Nitrifikation/Denitrifikation kann dadurch aufgrund des sinkenden C/N-Verhältnisses nach einer anaeroben Vorbehandlung oft nur noch mit Dosierung externer C-Quellen erreicht werden. Das innovative Verfahren der Deammonifikation als rein autotrophe Prozesskombination (Autotrophie = Fähigkeit von Lebewesen, ihre Baustoffe ausschließlich aus anorganischen Stoffen aufzubauen) von Nitritation und anaeroben Ammoniumoxidation schafft auch in der Industrieabwasserreinigung vollständig neue Voraussetzungen für die Abwasserreinigungskonzepte. Durch die Kombination einer vorgeschalteten Anaerobstufe (CSB-Reduktion, Biogasgewinn) mit nachgeschalteter autotropher Stickstoffelimination wird der Energiegewinn durch Stromerzeugung um die energieeffiziente Stickstoffentfernung der Deammonifikation ergänzt.

Während im Bereich der kommunalen Schlammwasserbehandlung die Deammonifikation aufgrund ihres Energieeinsparungspotentials von über 60% inzwischen in einer zunehmenden Anzahl von Anlagen großtechnisch umgesetzt wurde und damit ein erheblicher Erfahrungsschatz vorliegt, sind die Kenntnisse zum Betrieb und Regelung einer Deammonifikationsanlage im Ablauf einer industriell geprägten Anaerobstufe gering. Kritisch können sich im Hinblick auf eine Stickstoffelimination mittels Deammonifikation die im Ablauf industriell geprägter Anaerobstufen (hochbelastet) in z.T. immer noch erheblicher Konzentration vorhandenen CSB- und Ammoniumkonzentrationen auswirken. Hieraus ergibt sich die Problematik einer erhöhten Sensitivität der Behandlungsprozesse, da sich kleine Veränderungen in der Schlammaktivität innerhalb kürzester Zeit auf die im Reaktor sich einstellende Ammonium- bzw. Nitritkonzentration auswirken, was wiederum einen direkten Effekt auf die Umsatzleistung ergibt, durch die in diesen Systemen zu beachtende Substrat- und Produkthemmung durch Ammoniak (NH_3) bzw. salpetrige Säure (HNO_2). Hier gilt es angepasste Regelstrategien und Verfahrenstechniken zu entwickeln und praxisnah zu erproben bzw. bisher für das kommunale Schlammwasser erprobte Betriebsstrategien weiterzuentwickeln.

1.1.2 Angepasste Zeit- und Untersuchungsplanung des Forschungsprojektes

In der ursprünglichen Planung sollte das Forschungsprojekt nach dem Aufbau und Inbetriebnahme der einstufigen Deammonifikationsanlage Anfang 2013 beginnen. Parallel zum einstufigen Betrieb sollte dann bis Mitte 2013 die Umstellung des Prozesses der Nitritation/Denitritation auf eine zweistufige Deammonifikation erfolgen, um im Anschluss im parallelen Betrieb der einstufigen und zweistufigen Deammonifikation bis Anfang 2014 einen Vergleich und den Test der erstellten Regelungstechniken in der Großtechnik durchzuführen. Von dieser Planung musste aufgrund von Verzögerungen und Betriebsstörungen abgewichen werden. Aufgrund der parallel auf der Anlage in 2013 und 2014 stattfinden umfangreichen Bau- und Sanierungsarbeiten (Belüfter, Leitsystem, Schlammwässerung) wurde entschieden, zunächst keinen Parallelbetrieb der Anlagen anzustreben, sondern zunächst nur die einstufige Anlage in Betrieb zu nehmen. Was auch erfolgte. Durch in 2013 immer wieder auftretende Betriebseinbrüche u.a. durch eine noch nicht angepasste Regelung, aber auch durch ungewollte Feststoffeinleitungen und technische Ausfälle, erreichte die einstufige Deammonifikation allerdings nicht die vorgesehene Leistungsfähigkeit und kam Ende 2013 durch weitere Störungen in der biologischen Aktivität (vermutlich toxischer Stoß einer Hemmsubstanz) komplett zum Erliegen. Daraufhin wurde im Projektteam entschieden, ab Anfang 2014 bei Beibehaltung der Nitritation, zunächst beide Becken als Anammoxstufe zu betreiben, um die zweistufige Deammonifikation noch im Projektzeitraum untersuchen zu können. Leider konnte wiederum durch Betriebsstörungen, Verzögerungen in der technischen Umsetzung und Aggregateausfall die Inbetriebnahme bis zur vollen Leistungsfähigkeit nicht abgeschlossen werden.

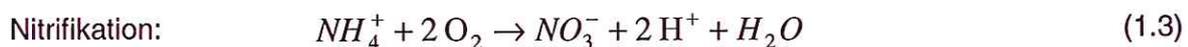
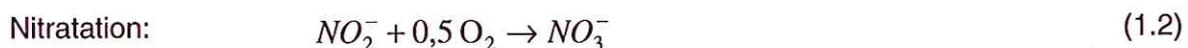
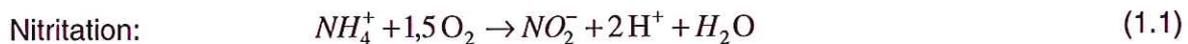
Letztlich konnte trotz Projektverlängerung aufgrund verschiedener Betriebsstörungen, insbesondere aber durch weitgehende Verzögerungen in der Bau- und Automatisierungstechnik, die bis Projektende keine Umsetzung der Regelung in die Betriebsleittechnik ermöglichte, kein paralleler Langzeitbetrieb der beiden Verfahrenssysteme der Deammonifikation untersucht werden. Dennoch können die hier ermittelten Strategien (abgeleitet aus verschiedenen Betriebsphasen der großtechnischen Anlage) als prinzipiell geeignet für diese Art der Anlagen bzw. Industriebranchen angesehen werden und wurden auch bereits auf anderen Anlagen in der Praxis mit Erfolg umgesetzt. Im Bericht wird der Situation „kein Parallelbetrieb im Leistungsvergleich“ dadurch Rechnung getragen dass die Leistungsbewertung direkt in den Verfahrenskapiteln erfolgt.

1.1 Theoretische Grundlagen zum biologischen Stickstoffumsatz

In diesem Kapitel werden kurz die für die PWB Rheda relevanten biologischen Umsatzprozesse zur Stickstoffelimination und die Mechanismen zur Unterdrückung der NOB (Nitrit-Oxidierende-Bakterien), sowie die Besonderheiten zum Deammonifikationsprozess erläutert.

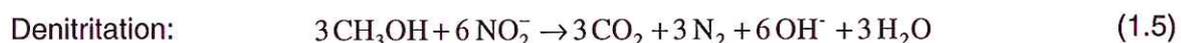
1.1.1 Nitrifikation/Denitrifikation

Der Prozess der Nitrifikation unterteilt sich in zwei Teilschritte, die Nitrifikation und die Nitrataktion:



Die beiden Teilschritte werden von autotrophen Mikroorganismen unterschiedlicher Gattungen durchgeführt. Die Ammonium oxidierenden Mikroorganismen werden allgemein als *AOB* (ammonia-oxidizing bacteria), die Nitrit oxidierenden Mikroorganismen als *NOB* (nitrite-oxidizing bacteria) bezeichnet. Gelingt es, den zweiten Teilschritt der Nitrifikation zu unterdrücken und die Ammoniumoxidation nur bis zum Nitrit zu führen, so ergibt sich eine Verringerung des Sauerstoffbedarfs für die Ammoniumoxidation um 25 %.

Bei der anschließenden Denitrifikation lässt sich gegenüber der Denitrifikation eine Einsparung der erforderlichen Kohlenstoffquelle von 40 % erzielen. Die folgende Darstellung verdeutlicht dies beispielhaft mit Methanol als Kohlenstoffquelle:



Bei der Nitritation entstehen pro Mol oxidierten NH_4^+ zwei Mol H^+ , die ihrerseits zwei Mol HCO_3^- an Säurekapazität verbrauchen. Im Prozessschritt der Denitrifikation bzw. der Denitrifikation kann genau die Hälfte der zuvor verbrauchten Säurekapazität zurück gewonnen werden.

Möglichkeiten der Unterdrückung der Nitratation

Auswaschen der Nitritoxidierer: Durch eine gezielte Einstellung des Mindestschlammalters kann die Nitratation durch Ausschwemmen der NOB unterdrückt werden. Die Ausschwemmung lässt sich realisieren, wenn die bei hohen Temperaturen größere Wachstumsgeschwindigkeit der AOB gegenüber den NOB ausnutzt wird. Der Betrieb eines Ausschwemmreaktors (ohne Schlammrückführung) ermöglicht es bei Temperaturen größer 20 °C eine Trennung der Biozönose zu erreichen, indem die eingestellte hydraulische Aufenthaltszeit (entspricht dem Schlammalter) unter dem Ausschwemmpunkt der NOB liegt. Über die erforderlichen Mindestschlammalter von NOB und AOB existieren unterschiedliche Angaben. Da das Prinzip auf der gezielten Einstellung eines geringen Mindestschlammalters bzw. hydraulischen Aufenthaltszeit beruht, kann es z.B. für Biofilmsysteme und SB-Reaktoren (Ausführungsvariante einstufige Deammonifikation in Rheda) nicht genutzt werden.

Hemmung der Nitratation durch Ammoniak und salpetrige Säure: Wie von (Abeling 1994) ausführlich untersucht, wirken Ammoniak und salpetrige Säure hemmend auf die Nitrifikation. Dabei ist der Einfluss auf die NOB jedoch wesentlich stärker als auf die AOB, so dass dieser Mechanismus kurzzeitig bei der Etablierung der Nitritation unterstützende wirken kann. Als alleinige Regelgröße zur Unterdrückung der Nitratation ist es aufgrund der Adaptionsfähigkeit der Mechanismen nicht geeignet.

Für Abwässer mit hohen Konzentrationen, wie sie hier vorliegen, ist die Hemmwirkung insbesondere im Hinblick auf die Erreichung eines Umsatzoptimums der Nitritation relevant.

Zwischen Ammonium und Ammoniak sowie zwischen Nitrit und salpetriger Säure besteht ein Dissoziationsgleichgewicht, d.h. es stellen sich in Abhängigkeit von Temperatur und pH-Wert unterschiedliche Konzentrationen an Ammonium und Nitrit sowie deren dissoziierten Formen ein. Die Gleichgewichte von Ammonium und Ammoniak sowie Nitrit und salpetrige Säure können durch Gleichung (1.6) bzw. (1.7) (Anthonisen et al. 1976) beschrieben werden.

$$\text{NH}_3 - \text{N} = \frac{\text{NH}_4 - \text{N} \cdot 10^{\text{pH}}}{\frac{6344}{e^{273+T}} + 10^{\text{pH}}} \quad (1.6)$$

$$\text{HNO}_2 - \text{N} = \frac{\text{NO}_2 - \text{N}}{e^{\frac{-2300}{273+T}} \cdot 10^{\text{pH}} + 1} \quad (1.7)$$

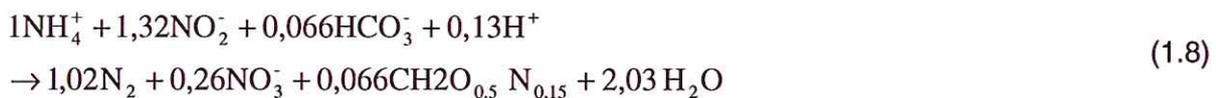
Die Änderung des pH - Wertes stellt den bestimmenden Faktor auf beide Dissoziationsgleichgewichte dar.

Unterdrückung der Nitratation durch limitierte Sauerstoffversorgung: Eine weitere Möglichkeit, die Nitratation gezielt zu unterdrücken, ergibt sich durch die Ausnutzung der unterschiedlichen Sauerstoffaffinitäten (beschrieben durch die Affinitätskonstanten K_{AOBO_2} und K_{NOBO_2}) der AOB und NOB. Die Affinitäts- bzw. Halbwertskonstante gibt die Abhängigkeit der Umsatzleistung der Organismen von der Sauerstoffkonzentration an. Für *NOB* finden sich höhere Werte als für *AOB*, was bedeutet, dass bei sinkenden Sauerstoffkonzentrationen die Nitratation eher Leistungseinbußen aufweist als die Nitritation. So stellten z.B. (Bennemann et al. 1991) fest, dass NOB in Biofilmsystemen hinsichtlich der Sauerstoffversorgung stark benachteiligt sind. Bereits bei Sauerstoffkonzentrationen von 2 mg/L in der flüssigen Phase stellten sich Nitritanreicherungen ein. Umsatzeinbußen der AOB waren erst bei 1 mg/L festzustellen. Großtechnische Erfahrungen der PWB Fulda - Gläserzell haben dagegen gezeigt, dass auch bei Sauerstoffkonzentrationen von unter 1 mg/L keine stabile Nitritation (und daher Hemmung der *NOB*) erreicht werden konnte. Vielmehr wurde phasenweise auch bei sehr geringen Sauerstoffkonzentrationen ein vollständiger Umsatz der zugeführten Ammoniumfrachten zu Nitrat beobachtet. Erst die Absenkung der Sauerstoffkonzentration auf Werte unter 0,5 mg/l führte in Verbindung mit einer Erhöhung der Ammoniakkonzentration zur Etablierung einer Nitritation, allerdings mit entsprechenden parallelen Umsatzeinbußen auch der Nitritation (ca. 20% bei Reduzierung der Sauerstoffkonzentration von 2 auf 1 mg/L).

Hemmung der Nitratation durch intermittierende Belüftung: Die betriebliche Praxis und Versuche zeigen, dass durch eine intermittierende Belüftung die Nitratation mit suspendierter Biomasse oder Biofilm stabil unterdrückt werden kann. Vermutlich weisen die Nitritoxidierer aufgrund einer höheren Affinität gegenüber Ammoniak eine längere „lag-Phase“ nach einer unbelüfteten Phase auf, sodass zu Beginn der aeroben Phasen die Aktivität der NOB deutlich stärker herabgesetzt ist als die der AOB. Bei passend gewählter Länge des Belüftungsintervalls führt diese Deaktivierung zu einer gezielten Unterdrückung der Nitritoxidierer bei weiterhin hohen Ammoniumumsätzen. Bei geeigneter Wahl der Belüftungstaktung kann die Stoffwechselaktivität der NOB soweit eingeschränkt werden, dass keine relevante Umsatzleistung mehr nachzuweisen ist bzw. als Folge des geringen Umsatzes eine Verdrängung aus der Biozönose erfolgt. Der Mechanismus, welcher die Nitratationshemmung durch intermittierende Belüftung bewirkt ist jedoch noch nicht abschließend geklärt, vermutet werden enzymatische Vorgänge oder eine kurzzeitige, reversible Hemmung durch das Nitritations - Intermediat Hydroxylamin.

1.1.2 Deammonifikation

Ein vollständiger Verzicht auf die Zugabe von organischem Kohlenstoff zur Denitrifikation ist bei dem Verfahren der sogenannten Deammonifikation möglich. In zwei Prozessschritten kommt es bei der Deammonifikation zu einer nahezu vollständigen, direkten Umsetzung von Ammonium zu elementarem Stickstoff. Im ersten Prozessschritt muss dafür etwa die Hälfte des Ammoniums zu Nitrit oxidiert werden (Nitritation), bevor dann in einem zweiten Schritt unter anoxischen Bedingungen eine Ammoniumelimination unter gleichzeitiger Nitritreduktion mit N_2 und Nitrat (nach der Stöchiometrie um die 10% bezogen auf den umgesetzten Gesamtstickstoff) als Endprodukte stattfindet. Bei den Bakterien, die diesen zweiten Verfahrensschritt der anaeroben Ammoniumoxidation (Anammox) umsetzen, handelt es sich um eine bis dato in der Abwasserreinigung noch nicht als Reinkultur angereicherte Gruppe autotropher Bakterien, Planctomyceten. Der Stoffwechsel der anaeroben Ammoniumoxidation kann nach (van de Graaf et al. 1996) durch folgende Reaktionsgleichung beschrieben werden.



Der Gesamtprozess der Deammonifikation umfasst also die Nitritation und die anaerobe Ammoniumoxidation. Da beide Prozesse allerdings durch unterschiedliche Bakterien bei unterschiedlichen Milieubedingungen ablaufen, müssen diese verfahrenstechnisch aufeinander abgestimmt werden. Die einzelnen verfahrenstechnischen Ausführungen der Deammonifikation unterscheiden sich entweder

- durch die Anordnung (ein- oder zweistufig) und
- Ausführung (Ausschwemmreaktor) bzw. Steuerung (Sauerstofflimitierung, Intervallbelüftung) der Nitritation (siehe Kapitel 1.1.1),
- oder aber durch die Art des Schlammrückhaltes der anaeroben Ammoniumoxidierer (SBR, Granula, Biofilm), da diese Bakterien eine sehr niedrige Generationszeit haben, ist die Ansiedelung bzw. die Art des Schlammrückhaltes neben der Nitritbereitstellung der zweite entscheidende Schritt für die verfahrenstechnische Umsetzung der Deammonifikation

1.2 Stand der Technik und Vorteile der Deammonifikation

Ungefähr die Hälfte des in Deutschland anfallenden Abwassers entsteht bei industriellen Prozessen, wobei die organische Schmutzfracht aus betrieblichen Abwässern etwa das Dreifache der Fracht aus häuslichen Abwässern beträgt. Die Reinigung kohlenstoffhaltiger industrieller Abwässer und Feststoffe wie z.B. aus der Lebensmittelindustrie ist mittels anaerober Hochlastverfahren ökonomisch und ökologisch günstig zu bewerten, da sie im Vergleich zur Elimination mittels aerober Verfahren durch die Gewinnung von Biogas eine positive

Energiebilanz haben. Ein weiterer Vorteil ist der sehr geringe Schlammanfall anaerober Verfahren. Ein Bilanzvergleich von aerober und anaerober Kohlenstoffelimination ist in Abbildung 1-1 gegeben.



Abbildung 1-1: Prinzipieller Vergleich der C-Bilanzen anaerober und aerober Kohlenstoffeliminationsverfahren, aus Beier et al. (2008)

Während es für die anaeroben Verfahren zur Kohlenstoffumsetzung inzwischen eine Vielzahl von großtechnischen Anlagen in verschiedenen Verfahrensausführungen gibt (Anaerobe Belebung, Festbett, UASB, EGSB, IC.) befindet sich die anaerobe Stickstoffelimination (anaerobe Ammoniumoxidation = Anammox) in der industriellen Umsetzung erst in den verfahrenstechnischen Anfängen.

Der Energieaufwand der biologischen Verfahren der Stickstoffelimination von Abwässern ist bei dem üblichen biologischen Abbauweg (Nitrifikation/ Denitrifikation) im Wesentlichen durch den Energiebedarf für die Sauerstoffversorgung (Nitrifikation) und den hohen Bedarf an Kohlenstoff für die Denitrifikation geprägt (durch Veratmung verlorene negative Biogasausbeute). Zur Einsparung des Energieaufwandes bietet sich eine Reduzierung der Ammoniumoxidation, die bei der Nitrifikation bis zum Nitrat erfolgt, auf den ersten Prozessschritt, die Nitritation, an. Das hierbei gebildete Nitrit kann dann in einem zweiten Schritt, der Denitritation, zu molekularem Stickstoff reduziert werden. Mit diesem Verfahren der Nitritation/Denitritation lassen sich etwa 25 % des Sauerstoffbedarfs und etwa 40 % des Kohlenstoffbedarfs im Vergleich zur Nitrifikation/Denitrifikation einsparen. Ein vollständiger Verzicht auf die Zugabe von Kohlenstoff zur Denitrifikation ist bei dem Verfahren der Deammonifikation möglich. Durch die direkte Umsetzung von Nitrit und Ammonium etwa im Verhältnis von 1:1 kann der Energiebedarf der Stickstoffelimination durch die Deammonifikation damit ein weiteres Mal halbiert werden, der Kohlenstoffbedarf ist bei beiden Reaktionsschritten null, da es sich um autotrophe Prozesse handelt. Die Energiebilanz stellt sich damit gegenüber der bisher verwendeten Nitrifikation/Denitrifikation positiv dar, da der im Abwasser/Feststoff gebundene Kohlenstoff nicht mehr im Verfahrensschritt der Denitrifikation veratmet wird, sondern vollständig zur Biogasgewinnung genutzt werden kann.

Entsprechend der Verfahrensvorteile (vollständige Stickstoffumsetzung bei Abwesenheit von Kohlenstoff zur Denitrifikation) gibt es kaum gezielte Untersuchungen zu der Frage in wie weit org. Säuren im Zulauf oder ab welcher Restkonzentration an abbaubarem CSB eine Deammonifikation ggf. unterdrückt wird oder gar vollständig aus dem System ausgetragen wird. Beobachtungen aus den Anfängen der Deammonifikation Anfang der 90iger (z.B. Hippen et al., 1999) zeigten, dass mit Dosierung von org. Säuren bei einem deammonifizierendem Scheibentauchkörper, die Deammonifikation innerhalb kurzer Zeit zum Erliegen kam, sich nach Absetzen der Kohlenstoffquelle innerhalb kurzer Zeit aber wieder etabliert werden konnte. Chamchoi et al. zeigen in einer aktuellen Untersuchung (Chamchoi et al., 2008), dass ab einer Zulaufkonzentration von > 300 mg/l die Anammox-Aktivität in einem Fluidized-Bed-System vollständig zum Erliegen kommt. In Deutschland gibt es zur Zeit zwar eine Vielzahl von Umsetzungen der Deammonifikation zur Teilstrombehandlung von Schlammwasser, Industrieanwendungen sind bisher kaum erfolgt. Hier liegen meist Untersuchungsergebnisse aus halb- und labortechnischen Versuchen vor. In der Literatur wird über einige Industrieanlagen im Ausland berichtet (Biogas, Hefe, Sauerkraut ...), allerdings werden keine Betriebsdaten oder Aussagen über die Stabilität der Betriebsprozesse genannt. Hinweise auf Hemmeffekte verschiedener Einzelstoffe können Veröffentlichungen zu Laboruntersuchungen mit verschiedenen Industrieabwässern entnommen werden.

Neben der eindeutigen Hemmwirkung von Sauerstoff (reversibel) und Nitrit auf die Anammoxbakterien (irreversibel bei längerer Einwirkzeit) wird in der Fachwelt aktuell diskutiert, ob auch erhöhte Ammoniakkonzentrationen zu einer Reduzierung der Umsatzleistung der Anammoxbakterien führen können. Auch wenn es verschiedentlich Hinweise aus Laboruntersuchungen gibt, dass die nicht dissoziierten Anteile des Substrats auch eine hemmende Wirkung auf die Anammox-Bakterien haben, wird die parallel auftretende Hemmung der Nitrifikation prozessbestimmender für den Umsatz der Deammonifikation insgesamt sein.

1.3 Beschreibung und Aufbau der Prozesswasserbehandlungsanlage KA Rheda-Wiedenbrück

Die Fa. Tönnies Lebensmittel GmbH & Co KG betreibt am Firmensitz in Rheda-Wiedenbrück einen Schlacht- und Zerlegebetrieb. Neben der Schlachtung und Zerlegung erfolgt die teilweise Weiterverarbeitung zur Herstellung von Convenience - Produkten und SB Fleisch. Auf dem Kläranlagengelände der Stadt Rheda-Wiedenbrück hält die Fa. Tönnies neben einer Vorbehandlungsanlage (Siebanlage, Flotationsanlage, biologischen Stufe) zur Behandlung des betriebseigenen Abwasserstroms (5.500 m³/d), einen Faulbehälter (6.500 m³) samt Nebeneinrichtungen und eine Schlammwasserbehandlungsanlage vor. Die bestehenden Anlagenteile wurden in den vergangenen Jahren schrittweise an die Produktionssteigerung bzw. Abwasserentwicklung angepasst. Bei der anaeroben Behandlung des Flotatschlammes im Faulbehälter erfolgt ein Abbau der organischen Substanz und dabei eine Umwandlung der

organischen Stickstoffverbindungen in Ammoniumstickstoff (aktuell ca. 4.000 mg/L). Da der Flotatschlammanfall und die Zusammensetzung stark von der Produktion im Fleischwerk abhängig ist, kommt es zu großen Schwankungen in der Menge und der chemischen Zusammensetzung, die sich bis in die Schlammwasserzusammensetzung weiterverfolgen lässt.

Zur Kläranlage gehört auch der kommunale Teil der KA Rheda-Wiedenbrück in einer aktuellen Ausbaugröße von 115.000 EW mit biologischer Abwasserbehandlung mittels Belebungsverfahren durch Kaskadendenitrifikation und einem Faulbehälter (5.000 m³) zur Behandlung des Überschussschlamms (ÜSS). Beide Anlagenteile nutzen die Schlammmentwässerung mittels Zentrifugen und die Schlammwasserbehandlung. Im Weiteren werden die Begriffe Schlammwasser, Prozesswasser und Zentrat als gleichbedeutend angenommen und bezeichnen den bei der Faulschlammmentwässerung entstehenden Abwasserstrom aus den zur Entwässerung benutzten Zentrifugen.

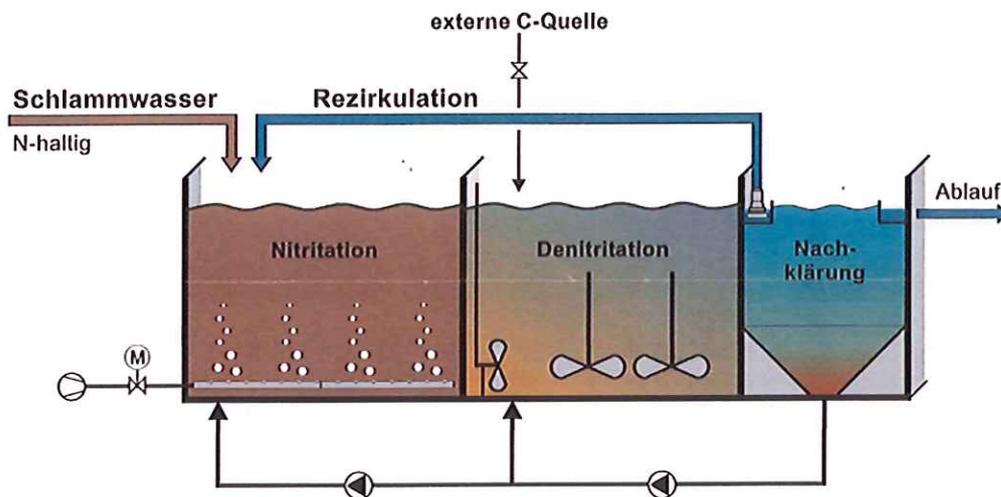


Abbildung 1-2: Technischer Aufbau PANDA-Verfahren, entwickelt von aqua consult und ISAH (Hartwig 2008)

Die Schlammwasserbehandlung wurde 2006 als zweistraßige, zweistufige Nitritation/ Denitrifikation nach dem PANDA-Verfahren (**P**artial **A**ugmented Nitritation **D**enitrification with **A**lkalinity recovery) mit vorgeschaltetem Misch- und Ausgleichsbecken aufgebaut (Abbildung 1-2). Das PANDA-Verfahren besteht aus den Komponenten Nitritation, Denitrifikation und Nachklärung, welche auch in dieser Reihenfolge durchflossen werden. Die erste und zweite Straße wurden dabei hintereinander geschaltet, sodass sich eine Hochlast- und eine Schwachlaststufe ergeben. Die Nitritation ist als Ausschwemmreaktor ausgeführt und nutzt die Unterschiede in der temperaturabhängigen Wachstumsrate der beteiligten Mikroorganismen (AOB/NOB) zur Selektion der gewünschten Zusammensetzung der Biozönose über die hydraulische Verweilzeit des Abwassers. Da diese dann der Schlammaufenthaltszeit/Schlammalter entspricht (Schlammalter = hydraulische Verweilzeit). Dieses Verfahren bietet sich hier insbesondere bei hohen Konzentrationen und hohen Temperaturen an. Aus

der Nachklärung der jeweiligen Stufe kann eine Rezirkulation des Schlammes in die Nitritation erfolgen, um das Schlammalter zu erhöhen und eine Rezirkulation des Klarwassers, um die hydraulische Verweilzeit ggf. anpassen zu können und die in der Denitritation gewonnene Säurekapazität in der Nitritation wieder nutzbar zu machen. Dies führt zu einer Einsparung von Betriebskosten.

Die Weiterentwicklung des PANDA-Verfahrens ist das PANDA⁺-Verfahren. Dabei wird statt der Denitritation im zweiten Schritt, eine anaerobe Ammoniumoxidation (Anammox) angeordnet. Aufgrund der zu erwartenden Einsparungen in den Betriebskosten wurde die Anlage im Vorfeld des Forschungsprojektes in einem ersten Schritt auf Deammonifikation umgestellt. Hierzu wurde die zweite Stufe außer Betrieb genommen und das ursprüngliche Nitritationsbecken (Abbildung 1-3, links) zur einstufigen Deammonifikation im SBR durch die E&P Anlagenbau GmbH umgebaut. Das verbliebene Becken (ursprüngliche Denitritationsbecken) sollte nachfolgend als Anammoxstufe umgenutzt werden zum Betrieb in einer zweistufigen Deammonifikation.

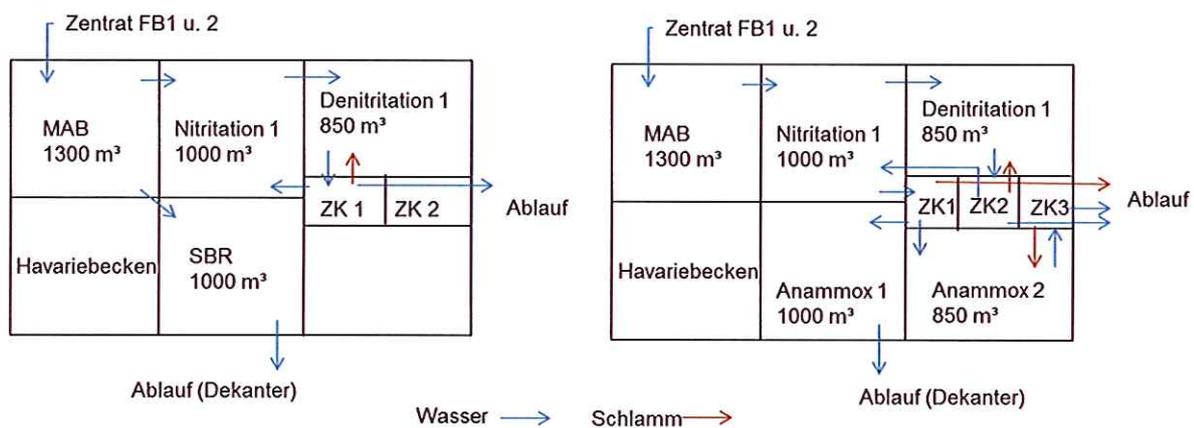


Abbildung 1-3: Betriebsweise der Schlammwasserbehandlungsanlage als Draufsicht bis Ende 2013 (links) und zu Beginn 2014 (rechts)

Die Inbetriebnahme der einstufigen Deammonifikation mit ca. 200 m³ Impfschlamm aus der PWB Gütersloh. Zur Verbesserung des Schlammrückhalts bzw. zur Erhöhung der TS-Konzentration im Reaktor wurde im April 2013 ein Dekanter eingebaut. Aufgrund betrieblicher Probleme (toxischer Stoß aus der Vorbehandlung) wurde der Betrieb des SBR als einstufige Deammonifikation Ende 2013 eingestellt. Im April 2014 erfolgte zur Etablierung der zweistufigen Deammonifikation die Neuinbetriebnahme des SBR als reine Anammox-Stufe (Anammox1) wiederum mit Impfschlamm aus der PWB Gütersloh. Zeitgleich erfolgte die Inbetriebnahme des ehemaligen Denitritationsbeckens als Anammox-Reaktor (Anammox2) mit Impfschlamm aus der PWB Landshut. Die Beschickung beider Anammoxstufen erfolgte aus der ursprünglichen Nitritation 1, die zwischenzeitlich um einen Parallelplattenabscheider ergänzt wurde, um den Einfluss von Feststoffen auf die nachfolgenden Stufen untersuchen zu können (Abbildung 1-3, rechts).

2 Charakterisierung Industrieabwässer

2.1 Besonderheiten von Industrieabwässern und deren Einfluss auf die Deammonifikation

Industrieabwässer weisen neben den bekannten Inhaltsstoffen kommunaler Kläranlagen meist zusätzliche Inhaltstoffe abhängig vom jeweiligen Industriezweig auf, oder die bekannten Inhaltsstoffe in höheren Konzentrationen bzw. charakteristischer Zusammensetzung. Als Parameter zur Charakterisierung der Unterschiede können hier das C/N-Verhältnis, Schwermetallgehalte, flüchtige organische Säuren oder höhere Fettsäuren sowie hohe Schwefel oder Salzgehalte genannt werden (DWA M710). Unter den speziellen Inhaltsstoffen können z.T. auch inerte, toxische oder schwer abbaubare Verbindungen sein, die eine gesonderte Vorbehandlung erfordern können. Weitere Beispiele für spezielle Inhaltsstoffe von Industrieabwässern mit anaerober Vorbehandlung bei der Kartoffel-, Zucker-, Fruchtsaft- und Fischverarbeitung können der Literatur (Rosenwinkel et al. 2015, ATV/DWA M753, M713, M766, M768) entnommen werden.

Einen Überblick zu Schlammwasserinhaltsstoffen verschiedener Industriezweige gibt Tabelle 2-1. Viele industrielle Schlammwässer weisen eine unvollständige Stickstoffmineralisierung in der vorangegangenen anaeroben Vorbehandlung auf, wobei organische Stickstoffverbindungen wiederum z.T. nicht vollständig zu $\text{NH}_4\text{-N}$ umgesetzt werden (Tabelle 2-1).

Tabelle 2-1: Vergleich von Ablaufkonzentrationen kommunaler und industrieller anaerober Vorbehandlungsanlagen einiger für die Deammonifikation relevanten Parameter, Trautmann (2015)

Parameter	Kommunale KA 1*	Kommunale KA 2*	Industrie				
			Hefe	Bioethanol	Kartoffel Stärke	Weizen Stärke	Surimi
$\text{NH}_4\text{-N}$ [mg/L]	1.050-1.300	700-900	770	675	950	500	410
KN [mg/L]	1.050-1.300	700-900	1200	790	1.100	630	470
CSB [mg/L]	700-900	-	3.400**	330**	3.000***	-	1.250
CSB inert Anteil [mg/L (%)]	270-290 (32-39)	-	2.100 (41)	0 (<0,5)	2.000 (66)	250 (0,5)	50 (4)
Säurekapazität [mmol/L]	82-95	50-65	140	70	-	62	34
N oxidierbar [%]	55	53	82	84	62	69	51

* ohne Co-Vergärung, **CSB_{filtr.}, ***CSB_{hom.}

Der organische Stickstoff kann in den nachfolgenden Stufen hydrolysiert werden, wodurch das Verhältnis $\text{NH}_4\text{-N/Säurekapazität}$ gestört und die Bilanzierung des Stickstoffumsatzes erschwert wird. Beachtet werden sollten diese Phänomene besonders bei der Anlagenauslegung für Teilstrombehandlungen wie die Deammonifikation, die meist auf Grundlage von $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentrationen bzw. -Frachten erfolgt. Des Weiteren muss bei industriellen Abwässern beachtet werden, dass eine gegenüber kommunalen Schlammwässern erhöhte Säurekapazität zu einer verstärkten Ammoniumoxidation während der Nitritation führen kann, wobei bei einem Überangebot mehr Ammonium oxidiert werden kann als für das ideale $\text{NO}_2\text{-N/NH}_4\text{-N}$ Verhältnis von 1,32 für den nachfolgenden Anammox-Prozess benötigt würde. Dann ist eine verfahrenstechnische Begrenzung der Nitritation auf 57% $\text{NH}_4\text{-N}$ Umsatz nötig, um die Gefahr der Akkumulation von Nitrit und damit die mögliche Hemmung der Anammox-Bakterien auszuschließen und die volle Leistungsfähigkeit der Deammonifikation erreichen zu können.

Ein Weiterer Punkt ist die mögliche Hemmung der Prozesse durch unterschiedlichste Stoffe im Zulauf der Deammonifikation, die zum Teil partikulär gebunden vorliegen oder auch aerob oxidierbar sind und erst dann wirksam werden. Des Weiteren sollte der CSB Beachtung finden, welcher als refraktärer CSB zur Hemmung einiger Deammonifikationsprozesse führen kann. Ferner hat der abbaubare CSB einen nicht zu vernachlässigenden Einfluss auf den Anammox-Prozess durch a) eine mögliche Konkurrenz durch Denitrifikationsprozesse um Nitrit ($\text{NO}_2\text{-N}$) b) Hemmung durch organische Säuren oder c) Verdrängung durch gebildeten Schlamm. Ganz allgemein führen die meist sehr hohen Konzentrationen an CSB, $\text{NH}_4\text{-N}$ oder Schwefelverbindungen, die prinzipiell beherrschbar und auch abbaubar sind, zu deutlich dynamischeren und sensitiveren Systemen. Da gleichzeitig die Teilstrombehandlungsanlagen als vor- oder nebengeschaltete Anlagen ohne eigenen Einleitungsgrenzwert und häufig nicht intensiv geschultem Betriebspersonal eine geringere Aufmerksamkeit bzw. Priorisierung erfahren, kommt es hier öfter zu Betriebsstörungen oder Problemen im Betrieb. Diesem Umstand sollte in der Erarbeitung neuer Steuer- und Regelungskonzepte Rechnung getragen werden und diese entweder möglichst einfach gehalten werden oder mit einer hohen Automatisierung versehen sein, sodass möglichst wenig Betreuungsaufwand oder Fehlbedienungen durch das Betriebspersonal möglich sind.

2.2 Charakterisierung des Prozesswassers der KA Rheda-Wiedenbrück

Die Besonderheiten des Abwasserstroms zur Schlammwasserbehandlungsanlage in Rheda-Wiedenbrück sind im Wesentlichen durch den Schlacht- und Zerlegebetrieb sowie die Betriebsführung der Faulbehälter geprägt. Durch die getrennte Beschickung der zwei Faulbehälter (Faulbehälter 1: Primär- und Überschussschlamm der kommunalen Anlage; Faulbehälter 2 Primärschlamm und Überschussschlamm der industriellen Vorbehandlung und Flo-tat) ergeben sich zwei Zentratwasserströme unterschiedlicher Zusammensetzung (Tabelle

2-2) mit deutlichen Konzentrationsunterschieden in nahezu allen untersuchten Parametern. Das Zentratwasser des Faulbehälters 2 (FB 2) kann dabei als charakteristisch für eine Industrieanlage angesehen werden. Die Zusammensetzung sowie Konzentrationen und Frachten des industriell geprägten Teilstromes können der Tabelle 2-2 und Tabelle 2-3 entnommen werden. Die Zusammensetzung des Zentrats aus Faulbehälter 1 (FB 1, Tabelle 2-2 und Tabelle 2-4) kann als charakteristisch für kommunale Anlagen betrachtet werden, da der FB1 anteilig mit mehr Überschussschlamm (65-75% ÜSS) als Primärschlamm beschickt wird und der Anteil an Flotatschlamm vernachlässigbar ist (<0,1%).

Tabelle 2-2: Zusammensetzung des Zentratwassers der Faulbehälter 1 und 2 anhand einer Stichprobenmessung.

Parameter	Einheit	FB 2 (Industrie)	FB 1 (kommunal)
Temperatur	°C	32,8	35,7
pH	-	7,9	7,5
AFS	g/L	2,18	0,34
org. Säuren	mg/L	1.442	270
Kalkreserve	mg/L	11.546	2.650
KS _{4.3}	mmol/L	252	52,3
CSB	mg/L	5.230	809
CSB _{filtr.}	mg/L	3.189	205
N _{ges}	mg/L	3.807	714
N _{ges filtr.}	mg/L	3.710	711
NH ₄ -N _{filtr.}	mg/L	3.177	580
P _{ges.}	mg/L	56,2	5,5
P _{gel.}	mg/L	38,9	3,3

Die hohen Absolutwerte der Konzentrationen mit bis zu 4.000 mg/L NH₄-N und über 3.000 mg/L CSB des FB2 sind durch dessen Betriebsweise mit hohem und z.T. schwankendem Flotatschlammanteil (40-70%) bedingt. Auch der unterschiedliche Nährstoffgehalt der behandelten Schlämme verstärkt den Effekt der Konzentrationsunterschiede in den Zentraten. Während PS und ÜSS eher niedrige Konzentrationen bei einem Hydrolysegrad von ca. 40-50% aufweisen, hat der Flotatschlamm hohe Konzentrationen bei einem Hydrolysegrad von ca. 75% durch hohe Gehalte an leicht abbaubaren Fetten und Proteinen.

Werden die Werte des FB2 aus Tabelle 2-3 betrachtet, fallen hierbei die Konzentrationschwankungen im Zentrat von bis zu 25% um den Mittelwert durch die unterschiedlich Anteilige Zugabe an PS und FS zum FB auf. Auch der unterschiedliche Mengenanfall des Zentrats von ca. 50 bis 480 m³/d beeinflusst die Konzentrationsschwankungen durch unterschiedliche Verweilzeiten im Faulbehälter und den sich daraus ergebenden Abbaugraden. Die Zentratwassermengen werden ihrerseits durch die behandelten Schlammengen und -eigenschaften als auch durch den Betrieb und die Steuerung der Zentrifugen bestimmt (Schlammstruktur, Entwässerungseffizienz u. Polymereinsatz).

Den weitaus größeren Einfluss auf Prozesse und Betrieb haben aber die Mengenschwankungen (Abbildung 2-1, graue Kurve) des anfallenden Zentratwassers von bis zu 80% die sich dann auch in den Frachten widerspiegeln, die z.T. über 115% schwanken (Tabelle 2-3). Da diese Mengen größtenteils durch den Flotatschlammanfall beeinflusst sind, spiegeln sich hierin direkt die Produktionsschwankungen in der Fleischverarbeitung wieder.

Tabelle 2-3: Wassermengen, Konzentrationen und Frachten mit Schwankungsbreiten der wichtigsten Parameter CSB, NH₄-N und N_{ges.} für den Faulbehälter 2 aus Jahresmittelwerten bzw. Stichprobenmessungen in 2013.

Zentrat FB 2 (Industrie)	Q _d		NH ₄ -N				N _{ges.}				CSB _{filtr.}			
	[m ³ /d]		[mg/L]		[kg/d]		[mg/L]		[kg/d]		[mg/L]		[kg/d]	
Min	52	-81%	2.494	-22%	131	-85%	3.100	-17%	162	-84%	2.100	-26%	110	-86%
Mittel	276		3.189		880		3.730		1.029		2.847		785	
Max	478	+73%	3.960	+24%	1.893	+115%	4.203	+13%	2.010	+95%	3.189	+12%	1.525	+94%

Die Zusammensetzung (Tabelle 2-2) des kommunalen Schlammwassers aus FB1 zeigt eine für kommunale Anlagen typische Zusammensetzung. Die Konzentrationsschwankungen im Zentrat liegen in etwa bei 25% von FB2 mit dem Unterschied, dass die CSB Schwankungen mit bis zu 120% viel höher liegen als beim FB2 (Tabelle 2-4), was allerdings aufgrund der prozentualen Angabe im Wesentlichen auf die „absolut“ niedrigeren Zahlen zurückzuführen ist. Ursächlich ist hier vermutlich auch wieder die unterschiedliche Schlammzugabe zum FB1. Die Schwankungen der Wassermengen liegen geringfügig niedriger mit bis zu 60% bzw. 67 bis 275 m³/d.

Betrachtet man die resultierenden Frachten, wird deutlich, dass insbesondere durch das Schlammwasser der Faulung 2 hohe Lastspitzen erzeugt werden - der Frachtenvergleich der zwei Schlammwasserteilströme zeigt, dass die kommunale Faulung im Mittel nur etwa 12 bis 15% der Gesamtfracht ausmacht. Bei den Wassermengen allerdings hat der FB1 im Mittel ein Anteil von ca. 40% an der Gesamtzentratmenge.

Tabelle 2-4: Wassermengen, Konzentrationen und Frachten mit Schwankungsbreiten der wichtigsten Parameter CSB, NH₄-N und N_{ges.} für den Faulbehälter 1 aus Jahresmittelwerten bzw. Stichprobenmessungen in 2013.

Zentrat FB 1 (kommunal)	Q _d		NH ₄ -N				N _{ges.}				CSB _{filtr.}			
	[m ³ /d]		[mg/L]		[kg/d]		[mg/L]		[kg/d]		[mg/L]		[kg/d]	
Min	67	-62%	535	-27%	36	-73%	714	-12%	48	-67%	205	-74%	14	-90%
Mittel	179		735		131		811		145		776		139	
Max	275	+54%	931	+27%	256	+95%	970	+20%	267	+84%	1.692	+118%	466	+236%

Die Summenkurve der Zentratwassermengen der beiden Faultürme zeigt einen deutlichen Unterschied in der Schwankungsbreite der in den Faulbehältern behandelten Schlammengen. FB2 weist eine deutlich höhere Schwankung in den Wassermengen abhängig von der

Produktion in der Fleischverarbeitung und der damit anfallenden Abwasser- und Schlamm-mengen auf.

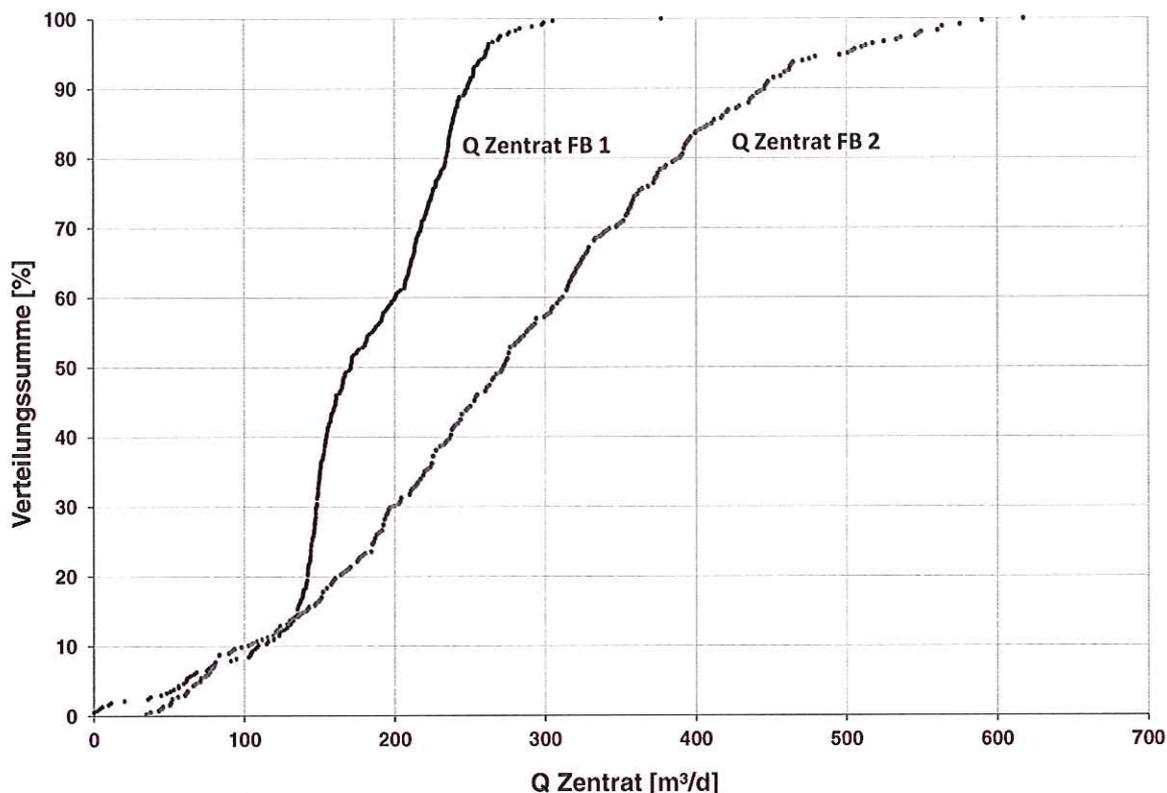


Abbildung 2-1 :Summenlinien der Zentratwassermengen der Faulbehälter für das Jahr 2013.

Der FB1 zeigt eine deutlich gleichmäßigere Betriebsweise mit geringeren Schwankungen, was an der Betriebsweise als kommunaler Faulbehälter liegt und der Betrieb somit nicht den Produktionsschwankungen der Fleischverarbeitung unterworfen ist.

Beide Zentratteilströme werden in einem Misch- u. Ausgleichsbecken (MAB) mit 1.300 m³ Volumen zusammengeführt um ein Mengen- u. Konzentrationsausgleich der Teilströme zu erreichen. Aufgrund der starken Konzentrationsunterschiede und unterschiedlichen Mengenverhältnisse zwischen FB1 und FB2, kommt der Zulauf- und Entwässerungssteuerung in Bezug auf die Stabilität der Schlammwasserbehandlungsanlage eine zentrale Bedeutung zu. Die Schlammwässerung erfolgte nur werktags und wurde manuell durch das Betriebspersonal durchgeführt. Die Steuerung der Entwässerung der zwei Faulbehälter erfolgte mengenorientiert anhand der Füllstände in den Nacheindickern der FB, des Füllstands im MAB sowie der bis zum nächsten Werktag erwarteten Faulschlamm-mengen, um möglichst wenig Aufwand im Betrieb zu erzeugen. Dabei wurde allerdings keine Rücksicht auf die sich daraus ergebenden Schwankungen in den Konzentrationen der Schlammwässer gegeben. D.h. aus dieser Betriebsweise ergab sich z.B. die Situation, dass an einem Tag nur FB1 und am nächsten Tag nur FB2 entwässert wurde. Durch die Entwässerungssteuerung konnten die in

Tabelle 2-5 dargestellten mittleren Wassermengen und Konzentrationen im MAB erzeugt werden. Dabei konnten die Konzentrationsschwankungen auf maximal 40% reduziert werden, da das Zentrat des FB1 die Gesamtkonzentration etwas verdünnt. Auch die Mengenschwankungen konnten auf maximal 30% signifikant reduziert werden.

Tabelle 2-5: Wassermengen und Konzentrationen mit Schwankungsbreiten der wichtigsten Parameter CSB, NH₄-N und N_{ges.} für das MAB aus Jahresmittelwerten von 2013.

Zentrat MAB	Q _d [m ³ /d]		NH ₄ -N [mg/L]		N _{ges.} [mg/L]		CSB _{filtr.} [mg/L]	
Min	286	-28%	1.480	-27%	1.650	-27%	928	-39%
Mittel	398		2.029		2.272		1.510	
Max	464	+17%	2.660	+31%	2.745	+21%	2.109	+40%

Neben den starken Schwankungen in Konzentration und Fracht, die typisch für industrielle Teilströme sind, sind beim zu behandelnden „industriellen“ Teilstrom (FB2) noch folgende Parameter besonders zu beachten:

Abfiltrierbare Stoffe/Partikuläre Stoffe: Der stark unterschiedliche Gehalt an abfiltrierbaren Stoffen (AFS) der Zentrats zeigt die schlechtere Entwässerbarkeit des Faulschlammes aus FB2, was zum einen durch eine andere Schlammstruktur aufgrund des erhöhten Fett- und Proteinanteils und zum anderen durch den höheren Abbaugrad bedingt wird. U.a. resultiert daraus ein höherer Anteil an Feinstoffen im Zentrat der von den Zentrifugen nicht zurückgehalten werden kann. Zum Teil kann dies durch eine erhöhte Zugabe an Polymeren und Flockungshilfsmitteln (FHM) ausgeglichen werden, doch kommt es im Betrieb immer wieder zu einer stoßartigen Belastung der der Anaerobie nachgeschalteten Stufe. Die in den Analysen festgestellten hohen AFS Werte im Zulauf sind besonders für den Anammox-Prozess in der einstufigen Deammonifikation zu beachten, da hierdurch eine Anreicherung der AFS bzw. eine Verdrängung der Anammox-Biomasse möglich ist. Diese Problematik wird bei der anaerob-aeroben Abwasserbehandlung nicht in dem Grade auftreten, da die Deammonifikation in diesem Fall keiner Entwässerung nachgeschaltet ist, sondern meist Anaerobstufen mit granuliertem Schlamm und guten Absetzeigenschaften. Nichtsdestotrotz führt ein Ausschwemmen von Schlamm aus der ersten Stufe immer auch zu einer Verdrängung der spezifischen Bakterienmasse in nachgeschalteten Stufen.

Des Weiteren soll noch einmal auf den Unterschied in den Konzentrationen besonders für CSB aber auch NH₄-N und N_{ges.} zwischen den filtrierten und unfiltrierten Proben eingegangen werden. Diese Werte unterscheiden sich zum Teil stark und zu beachten gilt auch, dass in den Auslegungen, Berechnungen und Auswertungen meist die filtrierten Werte herangezogen werden, die allerdings nicht der realen Belastung der Anlage in der Großtechnik entspricht da keine Partikelabtrennung erfolgt.

Organische Säuren: Weiterhin sind die hohen Werte der organischen Säuren von über 1.400 mg/L aus dem Faulbehälter 2 auffällig und typisch für industrielle Anaerobstufen. Anhand der maximalen Zentratwassermengen und der Faulbehältervolumina kann zum Teil von stark verkürzten Aufenthaltszeiten in der Faulung von weniger als 13d (FB2) bzw. 18d (FB1) ausgegangen werden. Dies würde dann auf einen unvollständigen Abbau und somit auf eine Überlastung der Anaerobie hindeuten. Dieser Betriebsfall ist auch typisch für Betriebsstörungen einer anaerob-aeroben Abwasserbehandlung - eine Überlastung der Anaerobstufe führt zu einer Versäuerung der Anaerobie mit entsprechend erhöhten CSB-Ablaufwerten zur zweiten Behandlungsstufe.

Kohlenstofffraktion: Die Messdaten der Kohlenstofffraktion in Tabelle 2-6 zeigen eine Stichprobenmessung aus den Faulbehältern und aus der Nitritation. Wie bereits eingangs erwähnt liegt ein großer Anteil des CSB im Zulauf partikulär vor, was die filtrierten Proben mit einer Reduktion um z.T. mehr als 50% zeigen. Die recht hohen CSB-Werte der Nitritation weisen auf einen unvollständigen Abbau der Kohlenstofffraktion in der Nitritation hin, was an einer zu geringen Verweilzeit bzw. schwer abbaubaren oder nicht vollständig anaerob aufgeschlossenem Substrat liegen könnte (Abschätzung des CSB-Inertanteil bis zu 60%). Die BSB-Reihe der Zenträte zeigt, dass ein hoher Anteil des CSB sehr gut abbaubar ist und etwa die Hälfte schwer abbaubar.

Tabelle 2-6: Stichprobenmessung der Kohlenstofffraktion im Zentrat der FB und in der Nitritation

Parameter	CSB _{hom.} [mg/L]	CSB _{filtr.} [mg/L]	BSB ₂ * [mg/L]	BSB ₃ * [mg/L]	BSB ₅ * [mg/L]	BSB ₁₀ * [mg/L]
Zentrat FB 1	890	300	64	110	210	270
Zentrat FB 2	4.400	2.100	570	1.000	1.700	2.000
Nitritation	3.900	1.600	56	100	310	1.300

*hom., mit ATH

Eine genauere Betrachtung der Einflüsse der o.g. Parameter auf die Prozesse der Deammonifikation erfolgt in den Kapiteln 3.2 bzw. 4.2.

2.3 Identifizierung sensitiver Prozessgrößen der Prozesswässer

Aufgrund der Abwassercharakterisierung konnten für die zu entwickelnde prozessangepasste Regelung die Parameter CSB, NH₄-N bzw. N_{ges.} und org. Säuren als besonders sensitiv für die nachfolgende Stickstoffelimination identifiziert werden. Zwar könnten auch hohe Konzentrationen an Salzen, besonders hierbei Chlorid (Cl⁻), Sulfat (SO₄²⁻) bzw. Sulfid (S⁻ oder HS⁻) bzw. auch die Kationen Natrium und Kalium (Na⁺ und K⁺) hemmend wirken, allerdings werden in „üblichen“ Industrieanlagen keine solch hohen Konzentrationen erreicht, dass diese Problematik relevant wäre (bei kontinuierlichen Belastungen bis 10g/l Salz konnten nach Literaturstudie keine Einflüsse auf die Nitrifikationsleistung festgestellt werden, ebenso wie

hohe H_2S -Konzentrationen in der aeroben ersten Stufe bereits weitgehend oxidiert werden und damit nicht mehr hemmend sind).

Temperatur: In der Regel gilt, dass sich hohe Temperaturen günstig auf den biologischen Umsatz auswirken. Zu beachten ist allerdings, dass das Betriebsoptimum der Nitrifikanten eher bei $36^\circ C$ liegt und bei Temperaturen über $41^\circ C$ die Proteine der Nitrifikanten und Anammox-Bakterien denaturieren. Liegt die Abwassertemperatur aufgrund vorheschalteter Hochtemperaturverfahren bereits deutlich über $30^\circ C$ ist der Wärmeeintrag weiterer Aggregate und die Selbsterhitzung durch die exotherme Reaktion der Nitrifikation zu beachten. Während des Betriebes der Rheda-Anlage konnten in der Nitritation Temperaturen über $42^\circ C$ in den Sommermonaten beobachtet werden. Die Temperatur des Prozesswassers betrug dabei ca. $37^\circ C$, der restliche Wärmeeintrag wurde durch die beim Verdichten aufgeheizte Gebläseluft, die Sonneneinstrahlung und den Stickstoffabbau selbst erzeugt. Bei Temperaturen $\geq 40^\circ$ ist mit einem deutlichen Abfall der Aktivität zu rechnen und die Belastung entsprechend zu verringern. Im vorliegenden Fall erfolgte eine Abdeckung der Belüfteraggregate und für die heißen Sommermonate eine Kühlung durch Verdünnung mit Ablauf Nachklärung.

Als letzten Punkt wurde die **Hemmung durch (Einzel-)Stoffe** aus dem Zulauf als kritischer Punkt identifiziert (s. Kap. 4.2). Art und Herkunft des/der Stoffe konnte nicht identifiziert werden. Während kein Einbruch der Nitrifikation zu verzeichnen war, kam die Anammoxaktivität direkt mit der Beschickung nahezu vollständig zum Erliegen und stieg erst nach einigen Stunden und erneuter Beschickung wieder auf die Hälfte des ursprünglichen Wertes an. Vermutet werden hemmende Einflüsse durch Reinigungsmittel aus der Schlachtereier oder Durchbrüche von org. Säuren/CSB aus den Faulbehältern.

Andere Industriezweige haben mitunter ähnliche Probleme mit der Behandlung ihrer Abwässer: Diskontinuierlicher Abwasseranfall, hohe Schwankungen in Abwassermenge und Konzentration, Abhängigkeit vom Chargenbetrieb der Produktionsstätte, schwankende Produkt- bzw. Rohstoffzusammensetzungen, hohe CSB und NH_4-N Konzentrationen. Eine Übertragbarkeit der im Rahmen des Projektes auf Basis dieser sensitiven Betriebsgrößen entwickelten Regelungsstrategien und Betriebskonzepte ist somit auch auf andere Industriezweige möglich.

3 Einstufige Deammonifikation

3.1 Leistungsfähigkeit der einstufigen Deammonifikation

Wie bereits im Kapitel 1.3 vorgestellt, wurde ein Nitritionsbecken zur einstufigen Deammonifikation im SBR-Betrieb umgebaut. Der SBR wurde bei einem vorgegebenen Volumen von 970 m³ für eine Betriebstemperatur von 25-35°C bei einem Biomassegehalt von ca. 7 g TS/L auf eine Stickstoffraumbelastung von 0,7 kg N/m³*d ausgelegt. Bei CSB- bzw. NH₄-N-Zulaufkonzentrationen von 4.000 mg/L bzw. 3.500 mg/L entspricht dies einer Tagesfracht von 680 kg N bei einer Wassermenge von 194 m³/d. Die zugehörige Schlammbelastung würde sich zu 680 kg N/d / 6790 kg TS = 0,1 kg N/kg TS*d ergeben. Aus Betriebsdaten von kommunalen einstufigen SBR-Anlagen liegen die Raumumsatzraten im Bereich von 0,2 bis 0,6 kg N/m³*d bei Schlammbelastungen von ca. 0,1 kg N/kg TS (Lackner et al. 2014, Joss et al. 2009, Gustavsson 2010). Die Inbetriebnahme erfolgte mit ca. 200 m³ Impfschlamm aus der KA Putzhagen (Gütersloh). Aus den Betriebsdaten des SBR während der Inbetriebnahmephase in 2011 wurden im Teillastbetrieb (max. 440 kg N/d) Umsatzraten von ca. 0,3 kg N/kg TS*d erreicht. Zwar wurden zu diesem Zeitraum die Auslegungswassermengen erreicht, aufgrund geringerer Zulaufkonzentrationen aber nicht die Auslegungsfrachten. Durch Störungen im Betrieb der vorgelagerten Anaerobie erhöhten sich die Zulaufkonzentrationen auf über 5.000 mg/L bzw. 3.700 mg/L für CSB bzw. NH₄-N, was deutlich über den Auslegungsparametern war. Zu diesem Zeitpunkt fand die Beschickung ausschließlich über eine Mengenregelung statt, welche die plötzlich erhöhten Konzentrationen nicht berücksichtigen konnte. Als Folge der Überlastung kam die Anlage zum fast vollständigen Erliegen. Zusätzlich konnte der angestrebte Biomassegehalt im Reaktor nicht gehalten werden. Ein verbesserter Schlammrückhalt konnte durch den Einbau eines Dekanters erreicht werden, sodass der SBR erneut mit Impfschlamm in Betrieb genommen wurde, nun mit einer Frachtregelung des Zulaufs über eine Ammoniumkonzentrationskontrolle im Reaktor (Stop des Zulaufs bei Erreichen einer angegebenen Grenzkonzentration). Weitere Betriebsstörungen durch zu hohe Zulaufkonzentrationen an CSB und Probleme mit der Messstabilität der Ammoniumsonde sowie Probleme mit der Beschickung ließen den SBR zwei weitere Male in der Leistungsfähigkeit stark nachlassen. Um eine Über- bzw. Unterlast des Systems durch eine Drift der Ammoniumsonde und damit eine indirekte Verschiebung des Beschickungsgrenzwertes zu verhindern wurde die Zulauffracht über einen Ammonium-Delta-Wert in der Regelung begrenzt, wodurch eine deutliche Verbesserung der Regelstabilität erreicht werden konnte. Gleichzeitig konnte über einen Abgleich der Konzentrationsänderung über die Zeit nach Stop der Beschickung, die Belüftungsintervalle begrenzt und die aktuelle Biomassenaktivität abgelesen werden. Mit Optimierung der Regelung konnte der Umsatz bis auf ca. 200-300 kg N/d bei Umsatzraten von 0,2 bis 0,3 kg N/kg TS*d bei ca. 5 g TS/L und Raumbelastungen von 0,2 bis 0,3 kg N/m³*d gesteigert werden.

Leider kam es durch wiederholte toxische Stöße oder Betriebsstörungen in vorgelagerten Stufen immer wieder zu Unterbrechungen des Betriebs, sodass ein stabiler Langzeitbetrieb der einstufigen Deammonifikation während des DBU-Forschungsvorhabens nicht zur Verfügung stand. Aus diesem Grund wurden im Rahmen der Arbeitspakete 2&3 die an die Zulaufcharakteristik angepassten Steuerungskonzepte für die einstufige Deammonifikation ergänzend zu den großtechnischen Betriebsphasen in einem vereinfachten dynamischen Anlagenmodell erprobt.

In den nachfolgenden Kapiteln wird zunächst die Betriebsweise des einstufigen SBR als auch die auf die Anlagentechnik abgestimmten Regelungsstrategien erläutert. Des Weiteren wird auf den Modellaufbau in SIMBA# eingegangen und die Ergebnisse der erprobten, simulierten Steuerungskonzepte vorgestellt.

3.2 Verfahrensbeschreibung und Steuerungskonzepte

In der einstufigen Deammonifikation laufen Nitritations- und anaerobe Ammoniumoxidationsvorgänge trotz gegensätzlicher Milieubedingungen im gleichen Reaktor ab. Um dies zu erreichen durchläuft der Reaktor verschiedene zeitliche Phasen, die zusammen einen Zyklus bilden. Die Funktionen der Betriebsphasen sind unabhängig von der Wahl des Regelungskonzeptes und werden nachfolgend beschrieben.

3.2.1 Betriebsphasen

Beschickung: Der SBR wird bei Anforderung mit Zentrat aus dem Schlammwasserspeicher beschickt. Die Beschickung orientiert sich in erster Linie an der Ammoniumkonzentration im Reaktor durch die Festlegung von Soll- bzw. Grenzkonzentrationen. Während des Beschickungsvorganges ist das im SBR befindliche Rührwerk in Betrieb. Um ein Trockenlaufen der Pumpe zu verhindern, sind entsprechende Schaltwerte in Abhängigkeit des Füllstandes im Speicher in der Steuerung hinterlegt. Die Durchsatzleistung der Pumpe kann durch den frequenzgeregelten Antrieb angepasst werden. Ferner ist in der Steuerung ein Speicherregime hinterlegt. Im Normalbetrieb ist der Durchsatz zu 100% vom Umsatz im Becken abhängig. Am Wochenende kann es deshalb zu einem Mangel an Zentrat kommen, da die Schlammwässerung nur an Werktagen in Betrieb ist. Diesem Tatbestand wird durch eine künstliche Verlängerung der Arbeitsphasen Rechnung getragen. Hierzu wird in Abhängigkeit des Wochentages ein Sollfüllstand im Speicher definiert. Liegt der Füllstand unterhalb des Sollfüllstandes wird die Mischphase der Arbeitsphase um einen einstellbaren Wert verlängert.

Arbeitsphase: In der Arbeitsphase wird der Reaktor abwechselnd belüftet und gerührt oder kontinuierlich gering belüftet. In der belüfteten Phase wird Nitrit gebildet, welches simultan oder in den unbelüfteten Phasen mit Ammonium zum Hauptprodukt elementarem Stickstoff umgesetzt wird. In der Betriebsvariante *Intervallbelüftung* wird abwechselnd die Belüftung bzw. das Rührwerk betrieben. Die beiden Phasen wechseln sich solange ab, bis

- a) Die Ammoniumkonzentration das Abbruchkriterium der Arbeitsphase erreicht oder
- b) die Mindestdauer der Arbeitsphase überschritten wurde.

Im Zyklusprogramm *kontinuierliche Belüftung* wird der SBR kontinuierlich, außer in den Phasen Beschicken, Sedimentation und Dekantieren belüftet. Die gemessene Sauerstoffkonzentration wird ständig mit dem Sollwert verglichen und über die Regelung der frequenzgeregelten Gebläse wird die geförderte Luftmenge angepasst. Bei kontinuierlicher Belüftung wird einmal am Tag das Gebläse für fünf Minuten auf die max. Förderleistung hochgefahren, um die Membran flexibel zu halten. Steigt die Nitratkonzentration zu hoch an, schaltet sich die Belüftung aus und das Rührwerk wird automatisch eingeschaltet. Bei einer Unterschreitung des Grenzwertes für Nitrat mit Hysterese, schaltet sich die Belüftung wieder ein und das Rührwerk ab. In beiden Fällen gilt, wenn die Nitratüberwachung aktiv ist und die Nitratkonzentration über dem vorgegebenen Sollwert liegt, wird die Intervallbelüftung abgebrochen und das Programm geht in die nächste Phase.

Sedimentation: Die Sedimentation dient der Trennung von Wasser- und Schlammphase. In dieser Phase erfolgt keine Beschickung und das im Becken befindliche Rührwerk ist abgeschaltet. Ferner wird das Becken nicht belüftet.

Dekantieren: In dieser Phase erfolgt der Abzug der Klarwasserphase. Die Belüftung und das Rührwerk sind in dieser Phase abgeschaltet. Die Ablaufpumpe saugt durch den angeschlossenen Dekanter das oberflächennahe Wasser ab, bis der Abschaltwasserspiegel im Becken erreicht wurde.

Anmerkung zur Abzugspumpe: Die frequenzgeregelte Abzugspumpe dient je nach Anforderung als Klarwasserabzugspumpe oder Überschussschlammabzugspumpe. Saugseitig der Pumpe ist ein Dekanter angebracht, um die Wasser- bzw. Schlammphase im Bereich des Wasserspiegels abzuziehen. Der Klarwasserabzug erfolgt nach der Sedimentationsphase. Der Abzug erfolgt bis auf den gewählten Füllstand. Mit dem Durchflussmessgerät wird über einen Software Zähler die Klarwasserabzugsmenge bei geöffnetem Schieber ermittelt. Der Überschussschlammabzug erfolgt bei Anforderung einmal täglich in einer Mischphase um 12 Uhr. Für den Überschussschlammabzug muss durch eine Softwareverriegelung sichergestellt werden, dass nicht zeitgleich Überschussschlamm aus den ANAMMOX Becken 1 bzw. ANAMMOX Becken 2 gefördert wird.

3.3 Festgelegte Betriebsvarianten und entwickelte Steuerungskonzepte

In dem Becken sind verschiedene Onlinemessungen (Ammonium-, Nitrat-, Sauerstoff- und pH-Messung) vorhanden. Die Ammonium- und Nitratmessung geht direkt in die Steuerung ein. Damit bei Reinigung oder Kalibrierung das Programm nicht weiterläuft, ist in der Visualisierung eine Schaltfläche zu schaffen, bei dessen Aktivierung der letzte Wert eingefroren wird, bis die Schaltfläche nochmal betätigt wird.

Im Steuerungssystem sind folgende Betriebsvarianten hinterlegt:

- a) Zyklus mit einer Beschickung
- b) Zyklus mit mehreren Beschickungen

Ein Zyklus besteht aus folgenden Schritten:

1. Beschicken
2. Arbeitsphase (wird n-fach wiederholt bis Abbruchkriterium)
 - 2.1 Belüftung
 - 2.2 Mischphase
3. Sedimentation - Phase
4. Dekantier – Phase

Zyklus mit mehreren Beschickungsvorgängen

Bei dem Zyklus mit mehreren Beschickungsvorgängen wird die Anlage mehrmals mit neuem Zentrat beschickt. Das Schaubild (Abbildung 3-1) verdeutlicht den Ablauf. Der Ablauf entspricht dem Zyklus mit einer Beschickung, nur dass zusätzlich vorzugeben ist, wie häufig der Beschickungsvorgang zu wiederholen ist.

Der Zyklus läuft wie folgt ab:

1. Beschicken
2. Arbeitsphase (wird n-fach wiederholt)
 - 2.1 Belüftung
 - 2.2 Mischphase
3. Beschicken
4. Arbeitsphase (wird n-fach wiederholt)
 - 4.1 Belüftung
 - 4.2 Mischphase
5. Sedimentations - Phase
6. Dekantier – Phase

Abbruchkriterien der Betriebsphasen: In Abhängigkeit von der Betriebsvariante wird die Beschickungspumpe abgeschaltet, wenn die gewünschte Erhöhung der Ammoniumkonzentration (Zielkonzentration + Zulauferrhöhung), bzw. wenn die gewünschte Zulaufmenge erreicht wurde. Die Beschickung wird ferner abgebrochen, wenn der max. Füllstand oder eine max. Beschickungszeit erreicht wird.

Arbeitsphase: Die Arbeitsphase wird solange betrieben bis an der Ammoniummessung das Abbruchkriterium der Arbeitsphase erreicht oder die Mindestdauer der Arbeitsphase überschritten wurde.

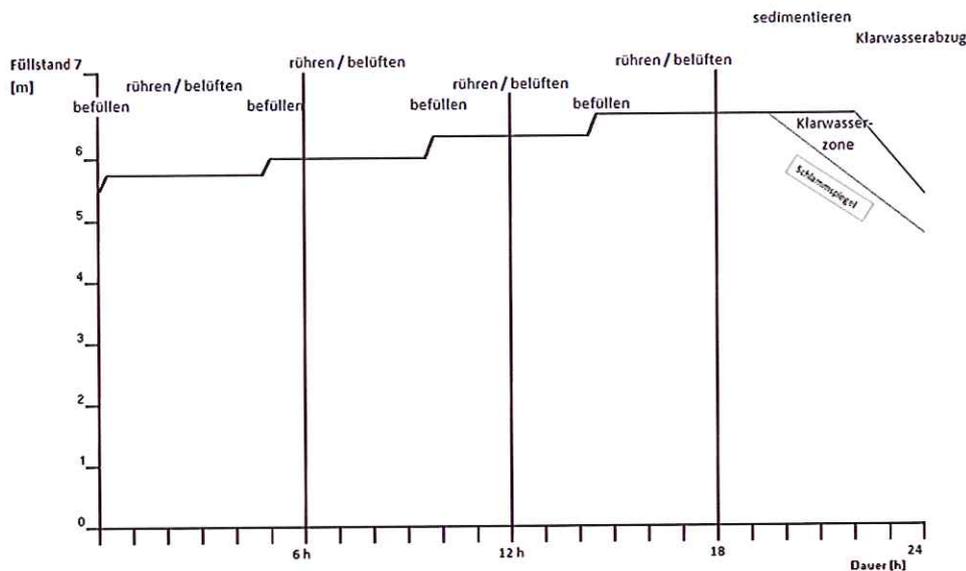


Abbildung 3-1: Schema einer Betriebsvariante im Zyklus mit mehreren Beschickungen

3.4 Modellgestützte Erprobung der Steuerungskonzepte

Für die Modellierung der biologischen Abbauprozesse innerhalb der einstufigen Deammonifikation wurde das Simulationssystem SIMBA# verwendet. Mit dieser eigenständigen Simulationsumgebung ist eine ganzheitliche Betrachtung von Kläranlagen möglich, wobei sich verschiedenste Anwendungen aus der Ingenieurpraxis und der Forschung realisieren lassen. Diese umfassen den Entwurf von Anlagen, Prozessen und Regelungskonzepten sowie die Optimierung der Verfahrensgestaltung.

In den nachfolgenden Kapiteln wird zunächst das in SIMBA# aufgebaute und parametrisierte Anlagenmodell, sowie die relevanten Eingangsgrößen und das für die Simulationen verwendete biologische Hybrid-Modell erläutert. Im Anschluss daran werden die im Modell erprobten Steuerungskonzepte und eine Auswahl der Simulationsergebnisse vorgestellt, sowie das Resultat eines Steuerungskonzeptes, welches letztendlich auf Grundlage der Simulationsergebnisse großtechnisch umgesetzt wurde.

3.4.1 Technisches Anlagenmodell und Eingangsdaten

In Abbildung 3-2 ist das technische Modell der einstufigen Deammonifikation der PWB Rhelda dargestellt. Innerhalb dieses Modells sind die großtechnischen Randbedingungen (z.B. Volumina, SBR-Steuerung, minimale und maximale Höhenstände, etc.) definiert. Als Modelleingänge wurden die in Tabelle 3-1 aufgeführten Daten verwendet, die vom Kläranlagenpersonal bereitgestellt wurden.

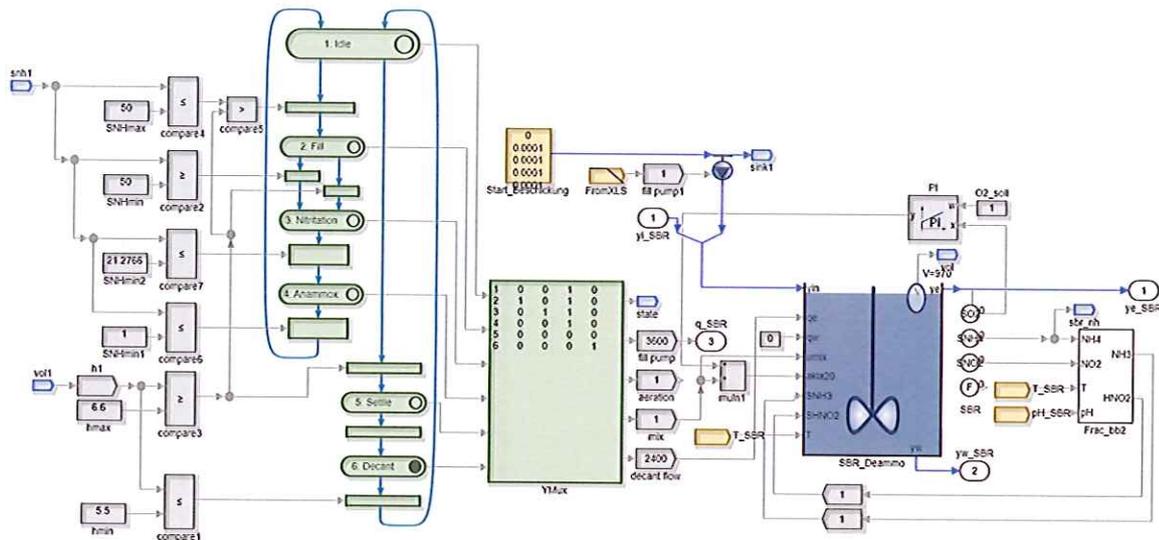


Abbildung 3-2: Technisches Modell der einstufigen Deammonifikation der PWB Rheda

Tabelle 3-1: Modelleingangsdaten im Zeitraum Juni 2013

Modelleingang	Datenherkunft (Datenauflösung)	Datenaufbereitung
pH Reaktor	Online (Minutenwerte)	-
Temperatur Reaktor	Online (Minutenwerte)	-
Zufluss Reaktor	Online (Minutenwerte)	-
O ₂ Reaktor	Online (Minutenwerte)	Anpassung der Nullwerte während der unbelüfteten Phasen
NH ₄ -N Reaktor	Online (Minutenwerte)	Anpassung der Onlinewerte an die NH ₄ -Ablaufwerte. Geringfügige Abweichung/Unterschätzung der online NH ₄ -Konzentration gegenüber den Laborwerten
NH ₄ -N Zulauf	Betriebstagebuch (Tageswerte)	-
CSB _{abbaubar} Zulauf	Betriebstagebuch (Tageswerte)	-
Phasenzeiten	Online (Minutenwerte)	-
Volumen / Füllstand	Online (Minutenwerte)	-
NH ₄ -N Ablauf	Betriebstagebuch (Tageswerte)	-

3.4.2 Biologisches Modell und Kalibrierung der kinetischen Parameter

Die Belebtschlammmodelle ASM1 und ASM3 sind für die Modellierung der an einer Deammonifikation beteiligten/relevanten Umsatzprozesse nicht ausreichend, da zum einem die Nitrifikation nur als einstufiger autotropher Prozess implementiert ist und zum anderen die anaerobe Ammoniumoxidation nicht vorhanden ist. Für die Modellierung der einstufigen Deammonifikation der PWB Rheda wurde daher ein am ISAH entwickeltes Hybridmodell verwendet, dessen Modellstruktur die Implementierung der zweistufigen Nitrifikation und der anaeroben Ammoniumoxidation beinhaltet (vgl. Abbildung 3-3, Sander/Beier, 2011; Sander

Das biologische Modell kann somit durch die Auswahl von zutreffenden biologischen Parametern für die modelltechnische Beschreibung von Deammonifikationsverfahren verwendet werden. Unerlässlich für eine möglichst genaue Beschreibung des biologischen Umsatzes ist eine Kalibrierung und Verifizierung der biologischen Modellparameter anhand großtechnischer und/oder labortechnischer Daten. Hierzu zählen vor allem die schlammspezifischen Parameter bezüglich der Abhängigkeiten der einzelnen Mikroorganismengruppen gegenüber Ammoniak, salpetriger Säure und Nitrit. In Tabelle 3-2 sind die 15 betrachteten Stoffgruppen des Hybridmodells aufgeführt.

Tabelle 3-2: Stoffgruppen des erweiterten Hybridmodells

Stoffgruppe	Beschreibung
S_{O_2}	Gelöster Sauerstoff
S_S	Biologisch schnell abbaubare, gelöste organische Stoffe
S_{N_2}	Elementarer Stickstoff
S_{NH_4}	Ammoniak und Ammonium-Stickstoff
S_{NO_2}	Nitrit-Stickstoff
S_{NO_3}	Nitrat-Stickstoff
S_I	Biologisch inerte, gelöste Stoffe
S_{ALK}	Alkalinität
X_I	Biologisch inerte, partikuläre organische Stoffe
X_S	Biologisch langsam abbaubare organische Stoffe
X_H	Aktive heterotrophe Biomasse
X_{STO}	Zellinterner Speicher heterotropher Biomasse
X_{AOB}	Aktive Biomasse <i>AOB</i>
X_{NOB}	Aktive Biomasse <i>NOB</i>
X_{AN}	Aktive Biomasse <i>Anammox</i>

Kalibrierung des biologischen Modells:

Die Kalibrierung des biologischen Modells erfolgte mit den Betriebsdaten aus dem Zeitraum Juni 2013, da zu dieser Zeit ein stabiler Anlagenbetrieb vorlag und die Messgenauigkeit der Online-Sensoren im Vergleich zu den Laborwerten gewährleistet war. Dabei wurden dem technischen Modell die Sauerstoffkonzentration, die Betriebsphasenzeiten sowie die Beschiebungsvolumina vorgegeben. Eine Gegenüberstellung der gemessenen Werte zu den simulierten Werten mit dem kalibrierten Modell liefert Abbildung 3-4.

Die erreichte Modellgüte ermöglicht eine detaillierte Prozessabbildung und Vorhersage des erreichbaren Umsatzes in Abhängigkeit der durch die Steuerung erzielten Milieubedingungen und Belastungsverhältnisse, sodass das aufgebaute Modell nachfolgend für die Erprobung der Regelung unter verschiedenen Belastungsszenarien verwendet werden kann.

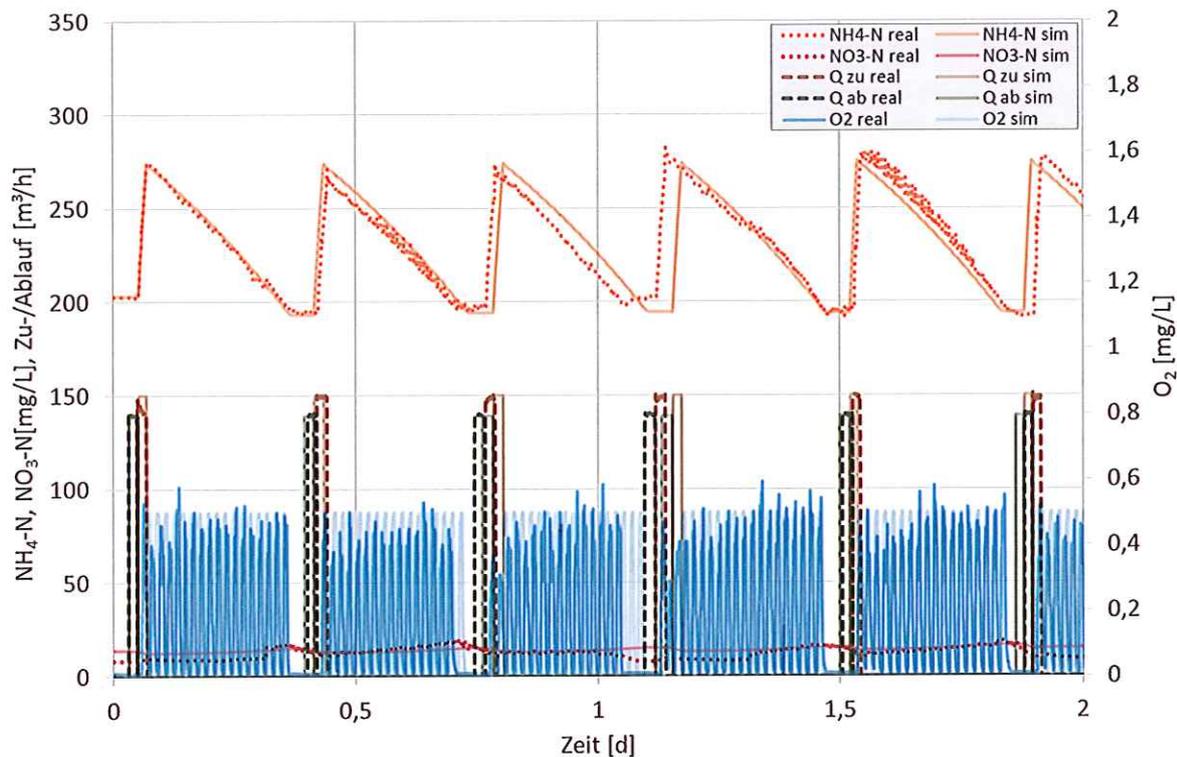


Abbildung 3-4: Gegenüberstellung der gemessenen und simulierten Messwerte zum Zeitraum Juni 2013

3.5 Vergleich und Bewertung der Steuerungskonzepte einstufige Deammonifikation

Insgesamt wurden vier Steuerungskonzepte (vgl. Kapitel 3.2) im Modell erprobt. Dabei wurden zunächst Betriebsdaten von Januar bis März 2013 als Modelleingangsdaten gewählt, die, bezüglich der Zulaufkonzentrationen im vorgeschalteten Misch- und Ausgleichbecken, charakteristisch waren. In diesem Zeitraum kam es jedoch aufgrund von Betriebsstörungen zu starken Schwankungen der Ammoniumkonzentration innerhalb des SBR, weshalb die Datenaufzeichnung des Ammoniumsensors, der nur innerhalb eines definierten/kalibrierten Messbereichs zuverlässig misst, nicht verwertbar gewesen ist. Für eine bessere Vergleichbarkeit der simulierten Steuerungskonzepte untereinander und mit den Messwerten aus der Großtechnik, wird daher zusätzlich auf die Simulationsergebnisse im Zeitraum Juni 2013 eingegangen, da in diesem Zeitraum die Betriebsvariante mit konzentrations geregelter Beschickung und Arbeitsphase (vgl. Kapitel 3.2) erfolgreich umgesetzt wurde und der auf den Konzentrationsbereich kalibrierte NH_4 -Sensor verlässliche Messwerte lieferte.

In der Abbildung 3-5 und Abbildung 3-6 ist die NH_4 -Zulaufkonzentration der betrachteten Zeiträume dargestellt. Während im Zeitraum März 2013 (Lastfall 1) die NH_4 -Zulaufkonzentration innerhalb einer Woche ansteigt, ist im Zeitraum Juni 2013 (Lastfall 2) die Konzentration verhältnismäßig konstant geblieben bzw. leicht abgesunken. Die simulierten Ablaufkonzentrationen, die sich entsprechend der gewählten Betriebsvariante einstellen sind

in der Abbildung 3-5 und Abbildung 3-6 dargestellt. Die Legenden haben dabei folgende Bedeutung:

- | | |
|-----------------|---|
| <i>1B_Zeit:</i> | Zyklus mit einer Beschickung. Beschickung und Arbeitsphase sind zeitgesteuert . |
| <i>1B_Konz:</i> | Zyklus mit einer Beschickung. Beschickung und Arbeitsphase sind konzentrationsgeregelt . |
| <i>nB_Zeit:</i> | Zyklus mit mehreren Beschickung. Beschickung und Arbeitsphase sind zeitgesteuert . |
| <i>nB_Konz:</i> | Zyklus mit mehreren Beschickung. Beschickung und Arbeitsphase sind konzentrationsgeregelt . |

Die Simulationsergebnisse zeigen in beiden Fällen bzw. unabhängig von der NH_4 -Konzentrationschwankung im Zulauf, dass eine konzentrationsgeregelt Betriebsweise zu einem stabilen Anlagenbetrieb führt und konstante/kalkulierbare Ablaufkonzentrationen zu erwarten sind. Bei einer zeitgesteuerten Regelung hingegen, kommt es in Abhängigkeit der Zulaufkonzentration zu einem Anstieg bzw. Abfall der NH_4 -Konzentration innerhalb des SBR. In beiden Fällen würde es durch eine solche Konzentrationsänderung zu Betriebsstörungen kommen. Bezogen auf einen Anstieg der NH_4 -Konzentration, in Folge einer erhöhten NH_4 -Zulaufkonzentration, würde entsprechend dem pH-Wert und Temperatur auch die Ammoniak-Konzentration im Reaktor ansteigen. Durch den hemmenden Einfluss des Ammoniaks auf die ammoniumoxidierenden Bakterien, wird nicht genügend NH_4 zu NO_2 für den nachfolgenden Anammox-Prozess oxidiert. Bei einem Abfall der NH_4 -Konzentration hingegen, wird der Anteil an Ammoniak entsprechend geringer, wodurch die nun weniger/nicht gehemmten AOBs den Prozess beschleunigen und bei maximaler Umsatzrate zu viel NH_4 zu NO_2 oxidieren. Da in diesem Fall das optimale NO_2/NH_4 -Abbauverhältnis von 1,35 überschritten wird und daher das Nitrit nicht vollständig während des Anammox-Prozesses abgebaut werden kann, kommt es zu einem kritischen Anstieg der NO_2 -Konzentration, die wiederum einen hemmenden Einfluss auf die Anammox-Bakterien hat.

In beiden Fällen müssten entsprechende Maßnahmen (z.B. Veränderung der Belüftungs-/Rührzeiten, Verdünnung des Reaktors) getroffen werden, um das Konzentrationsniveau entsprechend anzupassen/korrigieren. Die Maßnahmen müsste das Kläranlagenpersonal allerdings per Hand umsetzen, da u.a. die Belüftung und das Rührwerk nicht über ein Abbruchkriterium geregelt werden, sondern die Betriebsdauer über das Leitsystem eingegeben werden muss, was nicht im Sinne eines automatisierten Anlagebetriebes ist.

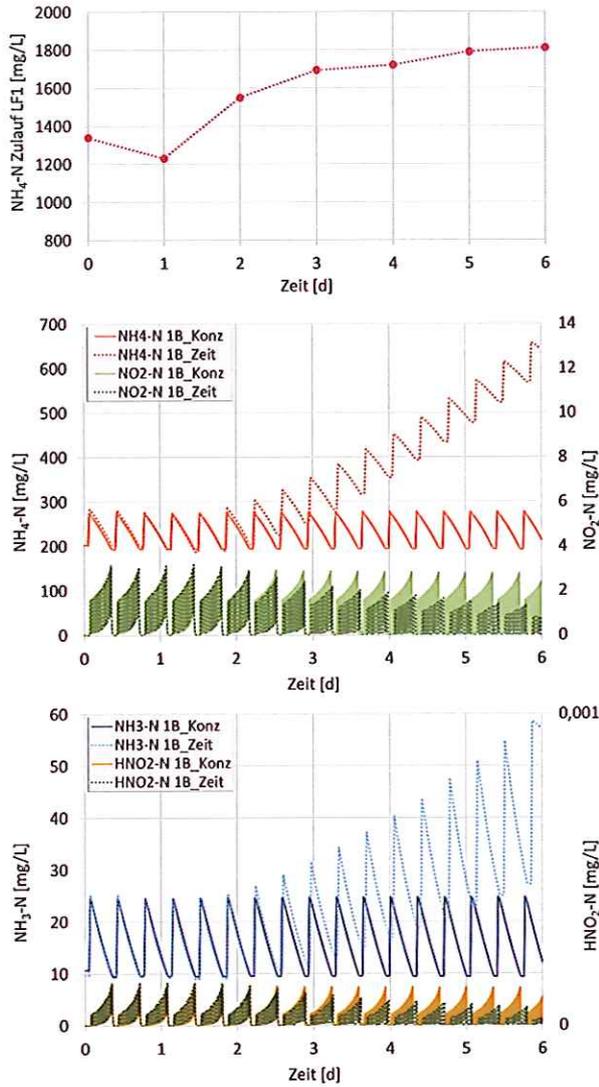


Abbildung 3-5: Simulationsergebnisse Lastfall 1. Oben: NH₄-Zulaufkonzentration, Mitte: NH₄-N & NO₂-N Konzentration im SBR, Unten: NH₃-N & HNO₂-N Konzentration im SBR

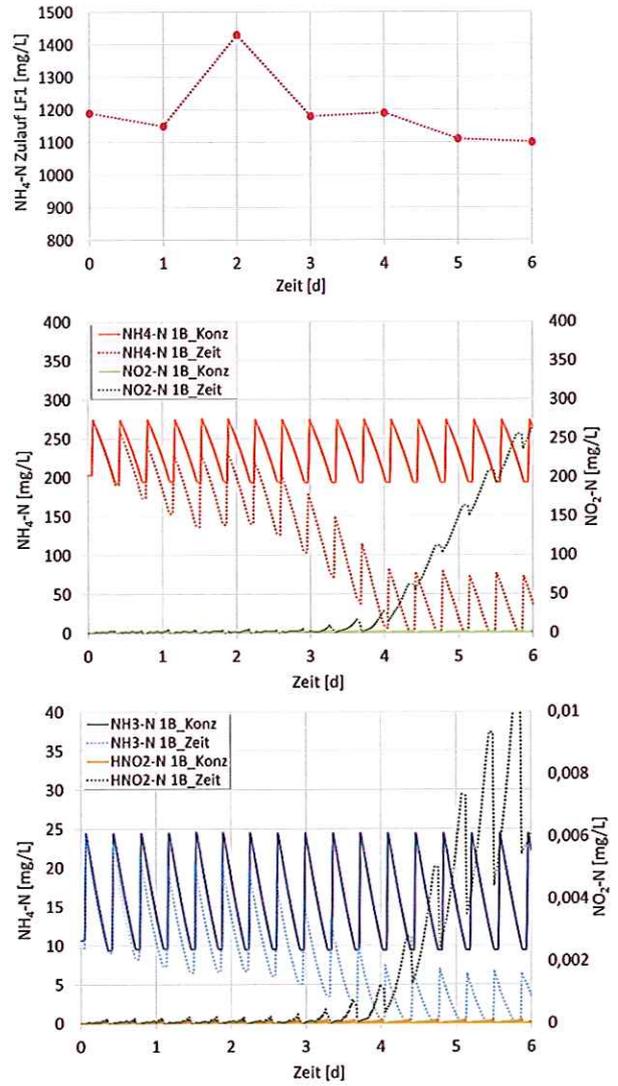


Abbildung 3-6: Simulationsergebnisse Lastfall 2. Oben: NH₄-Zulaufkonzentration, Mitte: NH₄-N & NO₂-N Konzentration im SBR, Unten: NH₃-N & HNO₂-N Konzentration im SBR

Die Simulationsergebnisse sowie die durchgeführte Erprobung der Betriebsvariante *1B_Konz* im Zeitraum Juni 2013 zeigen, dass ein stabiler Anlagenbetrieb einer einstufigen Deammonifikation bei stark schwankenden Zulaufkonzentrationen über eine Betriebsvariante mit konzentrationsgeregelter Beschickungs- und Arbeitsphase realisierbar ist. Ferner kann in Abhängigkeit des pH-Wertes und dem eingestellten NH_4 -Konzentrationsbereich (Abbruchkriterien-/Grenzwerte für die Befüll- und Arbeitsphase), die Leistungsfähigkeit der Bakterien angepasst werden. So kann z.B. die Nitritionsleistung in Bezug auf die Biomassenzusammensetzung, durch Erhöhen oder Absenken des NH_4 - bzw. NH_3 -Konzentrationsbereichs in dem Sinne angepasst werden, dass für den nachfolgenden Anammox-Prozess ein optimales NO_2/NH_4 -Verhältnis gewährleistet ist.

Abgesehen von den bereits vorgestellten, simulierten Betriebsvarianten wurden auch die Betriebsvarianten „Zyklen mit mehreren Beschickungen“ im Modell erprobt. Auf die Ergebnisse wird hier nur am Rande eingegangen, da eine Erprobung dieser Varianten aufgrund von Störungen ab Juli 2013 nicht möglich war. Bezogen auf die Betriebsstabilität ergeben sich keine Unterschiede im Vergleich zu den Simulationen mit nur einer Beschickung. In Abbildung 3-7 wird allerdings deutlich, dass durch diese Betriebsvarianten ein höherer Durchsatz pro Zeiteinheit möglich ist. Grund dafür ist, dass der Reaktor seltener dekantiert wird und diese Zeit für die „Arbeitsphase“ genutzt werden kann. Außerdem ist der Verdünnungseffekt der NH_4 -Zulaufkonzentration mit höherem Füllstand stärker. Somit nimmt mit steigendem Füllstand und bei gleicher Abbauleistung die Zulaufmengen zu. Der Vorteil dieser Betriebsvariante zeigt sich vor allem dann, wenn sehr hohe NH_4 -Zulaufkonzentrationen zu erwarten sind.

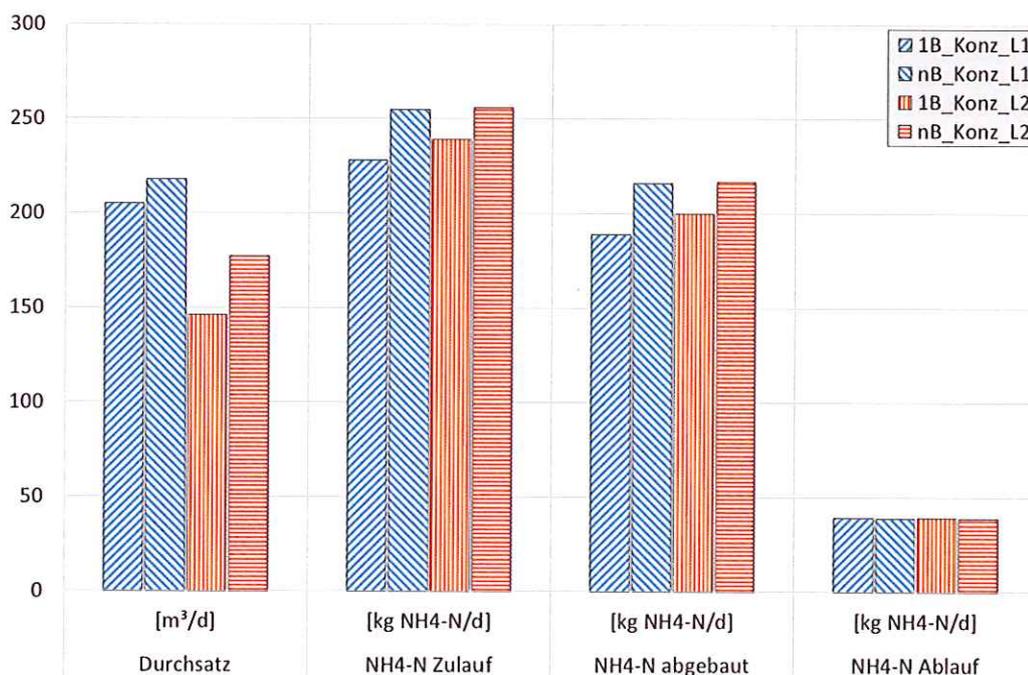


Abbildung 3-7: Vergleich der konzentrationsgeregelten Steuerungskonzepte

4 Zweistufige Deammonifikation

4.1 Verfahrens- und Steuerungskonzept im Ausgangszustand

Allgemein basieren alle vorgestellten Steuer- und Regelkonzepte auf dem Einsatz von Online-sonden zur Überwachung und Aufnahme der wichtigsten Parameter wie pH-Wert und Sauerstoff sowie der Konzentration an $\text{NH}_4\text{-N}$ und $\text{NO}_2\text{-N}$. Deren Grundlage ist eine echtzeitgeregelte an den aktuellen Umsatz der Biomasse angepasste Beschickung der Bioreaktoren, sodass kein Mangel aber auch keine Überlast bzw. Hemmung auftreten kann. Gleichzeitig wird durch die bedarfsgerechte Belüftung auch nur so viel Sauerstoff eingetragen, wie benötigt wird und somit auch eine Optimierung der Aggregatlaufzeiten mit einem gewissen Energieeinsparpotential möglich ist. Umsetzbar ist das nur dann, wenn die Steuerung aller Anlagenteile bzw. Prozessstufen miteinander vernetzt und aufeinander abgestimmt ist.

4.1.1 Steuerungskonzept der Nitrifikation

Der Betrieb der Schlammwasserbehandlung lief seit deren Inbetriebnahme im Jahr 2006 in der ersten Straße unverändert als Nitrifikation/Denitrifikation nach dem in Kapitel 2.2 beschriebenen PANDA-Verfahren. Zur Überwachung, Kontrolle und Steuerung des Prozesses standen Online-sonden für gelösten Sauerstoff (2x) und pH-Wert sowie Onlinedaten der Füllstände, Durchflussmengen und Pumpraten im PLS zur Verfügung. Durch die Rezirkulation des Ablaufwassers der Denitrifikation aus der Zwischenklärung zurück in die Nitrifikation kann die hydraulische Aufenthaltszeit (HRT) bzw. das Schlammalter der Biomasse unabhängig von der Zulaufwassermenge eingestellt werden. Im PLS wird bei Vorgabe der aktuellen Zulaufwassermenge und gewollten HRT (Eingabe 1-4 Tage) der notwendige Rezirkulationsstrom entsprechend automatisiert angepasst. Das Mindestschlammalter muss allerdings abgestimmt auf die Wachstumsraten der beteiligten Mikroorganismen in Abhängigkeit der Reaktortemperatur durch den Bediener selbst errechnet und eingestellt werden.

Durch die unterschiedlichen Wachstumsraten der Nitrifikanten kann wie in Abbildung 4-1 erkennbar die Aufenthaltszeit so eingestellt werden, dass die AOB's im Reaktor bleiben und die NOB's ausgeschwemmt werden. Anhand der Betriebsdaten ergab sich bei der Zulaufmenge von ca. 400-480 m^3/d eine HRT von ca. 1,4 bis 1,6 Tagen bei einer Temperatur von 35-38°C und bei leicht höheren Temperaturen von 38-42°C eine HRT von 1,2 bis 1,4 Tagen. Was erst einmal entgegen der Theorie in Abbildung 4-1 mit ca. 0,2 bis 0,3 d spricht. Der Unterschied erklärt sich in der nicht Beachtung der Sauerstoffaffinität und des Hemmeinflusses von $\text{NH}_3\text{-N}$ bzw. $\text{HNO}_2\text{-N}$ auf die Biomasse in Abbildung 4-1. Die durch die hohe salpetrige Säurerekonzentration reduzierten Umsatzraten und im Betrieb gegenüber Laborversuchen niedrigeren Sauerstoffkonzentrationen (hoher Energieverbrauch zum Einbringen des Sauerstoffs in Wasser mit hohen Temperaturen empfiehlt einen Betrieb um 1,5 $\text{mg O}_2/\text{L}$) erfordert ein höheres

Schlammalter in der realen Anwendung. Da der Hemmeinfluss stärker auf die NOB als auf die AOB wirkt erhöht sich zwar das Mindestschlammalter, allerdings vergrößert sich auch der Betriebsbereich für eine stabile Nitritation da die beiden Kurven weiter auseinander liegen.

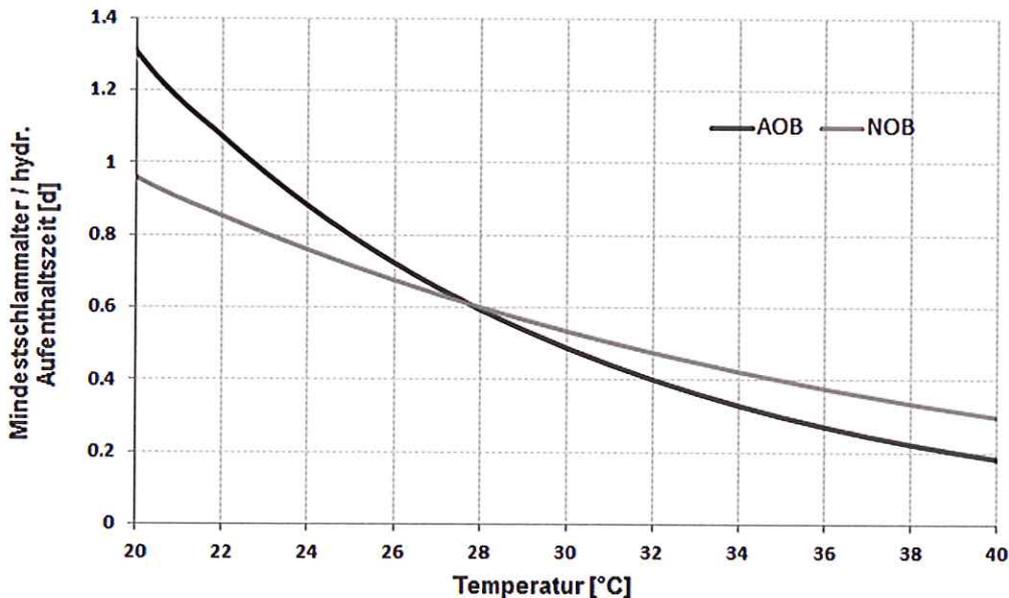


Abbildung 4-1: Mindestschlammalter zur Aufrechterhaltung der Nitritation im Ausschwemmreaktor in Abhängigkeit der Temperatur

Bei den in der Nitritation erreichten Konzentrationen von ca. 250-600 mg/L $\text{NH}_4\text{-N}$, 250-600 mg/L $\text{NO}_2\text{-N}$ und 100-200 mg/L $\text{NO}_3\text{-N}$ wurden $\text{NO}_2\text{-N}/\text{NH}_4\text{-N}$ Verhältnisse von 0,95 bis 1,4 erreicht. Nach Sander 2014 liegen die Halbsättigungskonzentrationen von $\text{NH}_3\text{-N}$ bzw. $\text{HNO}_2\text{-N}$ bei 60 mg/L bzw. 0,05 mg/L für AOB's und für NOB's bei 45 mg/L bzw. 0,0375 mg/L. Somit sind die im Reaktor vorhandenen $\text{HNO}_2\text{-N}$ -Konzentrationen mit bis zu 0,55 mg/L so hoch, dass der Prozess gehemmt ist und rechnerisch nur noch ca. 8,3% der ursprünglichen maximalen Wachstumsrate aufweist ($K_{\text{AOB, HNO}_2} / (K_{\text{AOB, HNO}_2} + S_{\text{HNO}_2})$). Dies erklärt den Unterschied zwischen dem theoretischen und dem real benötigten Mindestschlammalter. Eine Adaptierung der Biomasse an die hohen Konzentrationen von $\text{HNO}_2\text{-N}$ scheint bei derart niedrigem Schlammalter nicht möglich zu sein. Bei der Beurteilung des Gesamtprozesses ist weiter zu beachten, dass die Einstellungen des Ausschwemmprozess nicht optimal waren, da immer noch Nitrat erhebliche Anteile der oxidierten Ammoniumfracht zu Nitrat weiteroxidiert wurde, die NOB's also nicht vollständig verdrängt werden konnten. Das Nitrat kann im weiterführenden Anammoxschritt nicht weiter umgesetzt werden, sondern ist allein über eine Denitrifikation unter Zugabe von organischem Kohlenstoff zu eliminieren.

Die Regelung der Nitritation erfolgte anhand des pH-Wertes und Sauerstoffgehaltes auf einen Sauerstoffsollwert von maximal 3 mg/L. Die Regelung hatte ein Abbruchkriterium durch den Zustand der Belüfteraggregate und den pH-Wert. Wenn sich der pH-Wert in einem festgelegten

Zeitintervall um mehr als 0,3 Einheiten erhöht, wird auch der Sauerstoffsollwert um 1 mg/L erhöht. Der pH-Wert Anstieg ist ein Indikator für einen verringerten Umsatz der Nitritation durch z.B. eine Stoßbelastung und damit verbundenem höherem Sauerstoffbedarf u./o. einer Hemmung durch erhöhte Konzentrationen an $\text{NH}_3\text{-N}/\text{HNO}_2\text{-N}$. Durch den verringerten Umsatz der Nitritation werden demnach weniger Wasserstoffionen gebildet und der pH-Wert steigt entsprechend an. Diese Regelung wurde außer Kraft gesetzt werden, wenn die Belüfter zu überhitzen drohten um diese zu schützen. Der dann freigegebene größere Luftstrom dient zur Aggregat-kühlung, ungeachtet des O_2 -Gehaltes im Reaktor.

Es wurden zwei Sauerstoffsonden an unterschiedlichen Stellen und Höhen im Reaktor angebracht, um eine Redundanz für die Regelung bereitzustellen und punktuelle Belüftungsunterschiede durch Beschädigungen, Verblockungen oder Störungen der Belüfter und unzureichende Durchmischung erkennen zu können. Dies ist besonders für abgedeckte Reaktoren (wie hier vorhanden) von Bedeutung, da eine visuelle Begutachtung der Belüftung bzw. Durchmischung mitunter schwierig ist und Störungen nicht direkt bemerkt werden. Weiterhin flossen die Messwerte beider Sonden in die Steuerung ein. Zusätzlich erfolgt eine Absicherung der Messwerte durch eine Störmeldung, die abgegeben wird falls die beiden Sonden eine zu große Differenz von einander aufweisen. Bei Ausfall der Sauerstoffsonden erfolgte die Regelung nur anhand der pH-Wert Signale.

Die ursprüngliche Anlagenauslegung stützt sich auf eine erwartete Schlammwassermenge nach Wochenausgleich im MAB von $670 \text{ m}^3/\text{d}$. Die Nitritation sollte bei 25°C eine HRT von 1,5 d haben. Die sich daraus ergebenden Beckenvolumen betragen ca. 1.005 m^3 . Die prognostizierten Konzentrationen lagen bei ca. $2.100 \text{ mg/L NH}_4\text{-N}$ was einer Tagesfracht von ca. 1.407 kg N entspricht. Aus der Tagesfracht und dem Gesamtnitritationsvolumen lässt sich eine Raumumsatzleistung von $0,7 \text{ kg N/m}^3\text{d}$ ableiten. Wichtig bei der Bewertung der Raumumsatzleistung bei Ausschwemmreaktoren ist, dass die Anlagenauslegung allein von der hydraulischen Aufenthaltszeit (HRT) abhängt und damit die erreichbare Raumumsatzleistung direkt von der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentration abhängig ist. Die in den letzten Jahren eingetretene Verdoppelung der Konzentration auf fast $4.000 \text{ mg NH}_4\text{-N/l}$ könnte damit direkt mit einer Verdoppelung der Raumumsatzleistung einhergehen, wenn die Belüfter in der Lage sind den benötigten Sauerstoff einzutragen. Die aktuelle Belastung mit einer mittleren Tagesfracht von ca. $812 \text{ kg NH}_4\text{-N}$ bzw. ca. $909 \text{ kg N}_{\text{ges}}$. (Tabelle 2-5) bei halbiertem Beckenvolumen ergeben eine Raumumsatzleistung von $0,81 \text{ kg NH}_4\text{-N/m}^3\text{d}$ bzw. $0,9 \text{ kg N/m}^3\text{d}$). Was im Betrieb zu einer hohen Sensitivität und teilweise Instabilität des Prozesses führte, insbesondere aber durch den limitierten Sauerstoffeintrag und Probleme mit der Selbsterwärmung des Wassers von 37°C auf über 40°C .

4.1.2 Inbetriebnahme und Anreicherung Anammox

Für die Erprobung der Inbetriebnahmestrategie der Anammox-Stufe kamen baulich bedingt, zwei unterschiedliche Reaktorkonzepte zum Einsatz.

Das Becken des ehemaligen SBR nachfolgend als **Anammox1** bezeichnet wurde weiterhin als **SBR** mit variablem Füllstand und Klarwasserabzug über einen Dekanter gesteuert und über das PLS betrieben. Der Reaktor war mit online Messungen der Parameter $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_2\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$, CSB und Temperatur sowie ergänzt um Daten der Durchflüsse, Füllstände und Pumpraten ausgestattet. Die Ammoniumsonde (WTW) arbeitete nach dem Prinzip einer ionenselektiven Membran. Die weiteren Sonden waren ebenfalls von WTW, das Modell CarboVis701IQ für CSB sowie die NitraVis701IQNI für Nitrit und Nitrat arbeiteten nach dem Prinzip der spektralen Auswertung des UV-VIS Bereichs. Einzig die Nitritmessung konnte nicht an das PLS angebunden werden, somit war keine Echtzeitregelung anhand dieses Parameters möglich. Weiterhin hat der Reaktor ein Heizsystem womit die Reaktortemperatur angehoben werden kann. Die installierte Belüftung wurde im zweistufigen Betrieb nicht benutzt.

Das bis dahin nicht genutzte Becken (ehemals Denitritation 2) nachfolgend als **Anammox2** bezeichnet, wurde als **Belebung** mit kontinuierlichem Zulauf und Biomasserückführung betrieben. Onlinesonden oder eine Heizung zur Temperaturanhebung waren nicht vorhanden. Die Schlammrückführung aus der Nachklärung wurde fest auf $5\text{m}^3/\text{h}$ eingestellt.

Die zwei Anammox-Stufen wurden direkt aus der Nitritation der ersten Straße jeweils unabhängig voneinander mit Zulaufwasser versorgt.

Zum einen durch die insgesamt große Menge an benötigtem Impfslamm zum anderen aber auch zur Erprobung der Auswirkung von unterschiedlichen Biozöosen (Anteil heterotropher Biomasse und Nitrifikanten neben Anammox) auf die Inbetriebnahme wurden beide Reaktoren mit unterschiedlichen Schlämmen angeimpft. Eine Vermischung und gleichmäßige Verteilung der Schlämme, um gleiche Ausgangsbedingungen zu schaffen, hätte auch schon aufgrund baulicher Einschränkungen nicht realisiert werden können. Anammox1 Reaktor wurde mit Anammox-Biomasse aus der zweiten Stufe der zweistufigen Deammonifikationsanlage in Landshut angefahren. Für den Anammox2 Reaktor wurde die Impfslammzugabe aus der einstufigen Deammonifikation Gütersloh gewählt, die eine stärkere Bakterienmischung aufweist.

Weiterhin unterschied sich die Beschickung der beiden Reaktoren aufgrund der technischen Ausstattung. Während Anammox1 Reaktor aufgrund der zu groß dimensionierten Zulaufpumpe mit nur einer Beschickung pro Tag betrieben wurde, also mit der Zugabe der Tagesfracht mit einer Beschickung in einer relativ kurzen Zeit (entsprechend starke Konzentrationsänderung im

Reaktor) konnte Anammox2 Reaktor mit mehreren Beschickungen pro Tag bzw. mit einer kleinen Menge kontinuierlich versorgt werden konnte.

Davon abgesehen, sollten beide Reaktoren mit den gleichen Ausgangsbedingungen starten. Da der Anammox1 Reaktor vorher als einstufige Deammonifikation betrieben wurde, war noch eine gewisse Vorfüllung an Schlamm wie auch Konzentrationen an Nährstoffen vorhanden. Der Anammox2 Reaktor wurde neu in Betrieb genommen sodass eine Vorfüllung des Reaktors bis auf ein Volumen von 440 m³ (notwendig für den Betrieb des Rührwerks) mit Wasser aus dem Ablauf Denitrifikation erfolgte. Die hohen Restammoniumkonzentrationen im Anammox1 Reaktor wurden durch mehrfache Verdünnungen mit Ablaufwasser auf < 100 mg/L reduziert.

Die Anammox1 Stufe wurde am 29.04.2014 mit ca. 30 m³ Impfschlamm aus der PWB Landshut (Zweistufige Deammonifikation) mit einem TS von 7,85 g/L was ca. 236 kg Biomasse entspricht angeimpft. Mit der bereits vorhandenen Biomasse im Reaktor ergab sich ein TS-Gehalt von 3,66 g/L (TS-Reaktor: 3.242 kg), der oTS-Gehalt lag bei 1,73 g/L was einer Gesamtbiomassemenge von 1.523 kg oTS entspricht. Die Erstbeschickung sollte anhand der Abbauleistung des Impfschlammes aus der Ursprungsanlage eingestellt werden. Da allerdings keine Daten aus den Ursprungsanlagen vorlagen, erfolgte die Beschickung anhand von Erfahrungswerten. Literaturwerte geben für kommunale zweistufige Hochlastanlagen mit suspendiertem Schlamm typische Raumumsatzraten von 0,6 bis 1,2 kg N/m³*d bei Biomassekonzentrationen von 2-4 g TS/L unter Idealbedingungen an. Zugehörige Schlammbelastungen liegen in Bereich von ca. 0,05 bis 0,1 kg N/kg TS*d. Beim Einsatz von 236 kg Impfschlamm entspricht der untere Belastungsbereich einer Tagesfracht von 24 kg N.

Zu beachten ist hier außerdem die eventuell notwendige Anpassung der Biomasse an veränderte Temperatur-, Substrat- u.a. Milieubedingungen die den Umsatz speziell in den ersten Tagen verringern kann. Zudem ist ein häufig bei Inbetriebnahmen mit Impfschlamm beobachtetes Phänomen, dass Nährstoffe aus dem Schlamm freigesetzt werden. Daher sollte die Anfangsbelastung nicht zu hoch gewählt werden, um den Impfschlamm nicht direkt zu überlasten und Hemmungen hervorzurufen. Darum wurden ergänzend zu der Festlegung der Schlammbelastung die Beschickungsmengen in erster Priorität nach der sich maximal einstellenden Nitritkonzentrationen im Reaktor geregelt:

Die Konzentrationen in der Nitritation betragen ca. 248 mg/L NH₄-N und 320 mg/L NO₂-N bei einem Nitrit-/Ammoniumverhältnis von ca. 1,29. Für den Start sollte eine Nitritkonzentration von 10 mg/L im Anammox-Reaktor nicht überschritten werden. Anhand des Reaktorvolumens wurde die sich dadurch ergebende Beschickungsmenge auf ca. 20 m³ pro Tag festgelegt, was einer Fracht von ca. 4,96 NH₄-N/d und 6,4 kg NO₂-N/d entspricht. Bezogen auf die Impfschlammmenge bedeutet das eine Belastung von ca. 0,048 kg N/kg TS und damit etwa der Hälfte der nach Literaturwerten zu erwartenden Umsatz-

leistung. Dadurch sollte einer Hemmung durch zu hohe Nitrit-Konzentrationen sicher vermieden werden, gleichzeitig aber auch eine ausreichende Substratkonzentration vorliegen, dass diese sich nicht reduzierend auf das Wachstum auswirkt. In der Zeit bis zur nächsten Beschickung ist ein vollständiger Nitritabbau sicher gewährleistet, sodass auch kein Aufschaukeln der Nitritkonzentration zu erwarten war.

Die Abbildung 4-2 stellt den Verlauf der Online Nitritkonzentration im Anammox1 nach der Zugabe der Impfbiomasse sowie nach ca. einem Monat Betrieb gegenüber. Die Beschickungen sind anhand der roten Pfeile markiert, die aus dem Abbau der Nitritkonzentration abgeleiteten Umsatzraten zum jeweiligen Zeitpunkt berechnet und angegeben. Die Zunahme der Umsatzleistung ist deutlich zu erkennen und entspricht auch der zu erwartenden Umsatzsteigerung in Abhängigkeit der zugegebenen geringen Tagesfracht.

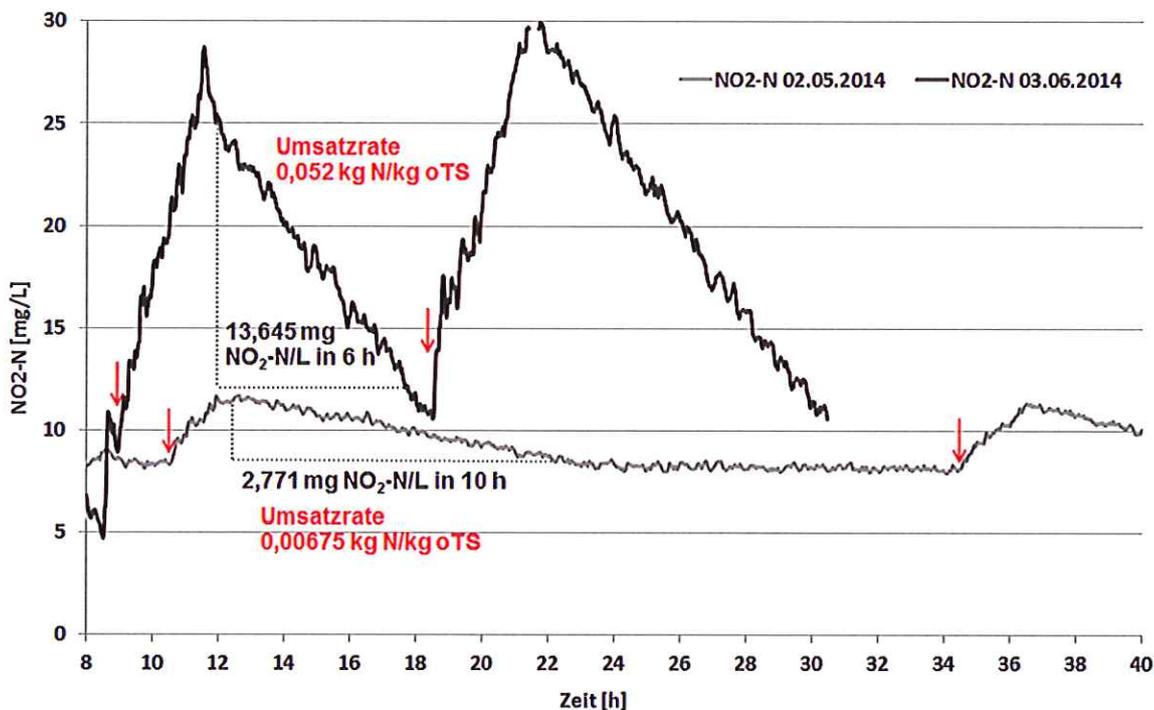


Abbildung 4-2: Kurvenverlauf der Online Nitritsonde im Anammox1 Reaktor kurz nach Inbetriebnahme (02.05.2014, grau) und nach einem Monat Betrieb (03.06.2014, schwarz) mit erreichten N-Umsatzraten und Beschickungen (Pfeile)

Durch die fehlende Anbindung der Beschickungspumpe sowie der online Nitritmessung an das PLS konnte eine Beschickung nur manuell ausgelöst werden. Daher wurde anfangs nur einmal täglich während der Betriebszeiten eine Beschickung durchgeführt. Und diese per Hand über Messungen im Labor überprüft, auch um die Stabilität der Nitritmessung zu kontrollieren. Rückblickend betrachtet war dies eine recht sichere Methode der Inbetriebnahme, da durch die zurückhaltende Beschickung und die Kontrolle im Labor die Anlage nicht überlastet oder gehemmt wurde. Andererseits kam es dabei auch zu langen Pausenzeiten in denen die Biomasse mangels Beschickung keinen Umsatz hatte, entsprechend geringer Zuwachs war zu beobachten.

Ab Mitte Mai konnte die Beschickungspumpe an das PLS angeschlossen werden und war somit zeitgetaktet steuerbar. Dazu wurden Konzentrationsgrenzwerte definiert, die allerdings aufgrund fehlender Eingriffsmöglichkeiten nicht direkt in die Regelung implementiert werden konnten. So dienten zur Orientierung des Betriebspersonals bei der Beschickung. Die Beschickung sollte die Nitritkonzentration im Reaktor im Bereich von 10 bis 20 mg/L halten. Die obere Grenze sollte dabei 20 mg/L sein.

Durch die feste Mengen- bzw. Zeitregelung der Beschickung mit Minimierung der Pausenzeiten wurden Konzentrationsschwankungen im Zulauf immer wieder direkt in die Anammox-Stufe weitergegeben und die vorgegebenen Konzentrationsbereiche nicht immer eingehalten. Auch in Abbildung 4-3 ist das sich daraus ergebende Verhalten des Anstiegs und Abfalls des Konzentrationsverlaufs gemäß der Zulaufschwankungen erkennbar. Bei steigendem Verlauf und dem Erreichen der oberen Konzentrationsgrenzwerte erfolgte eine Verringerung der Beschickung und umgekehrt. Daraus leitet sich ab, dass lediglich eine Nachregelung der Beschickungsmengen mit ein bis zwei Tagen Verzögerung erfolgte, da Betriebseinstellungen durch das Anlagenpersonal erst nach Abgleich und Auswertung der Online- und Labordaten durch das ISAH verändert wurden. Eine Einbindung des händisch erprobten Regelungskonzeptes der Beschickung in das Prozessleitsystem ist aber mit der Anbindung der Teilstrombehandlung direkt möglich und als Zweipunktregelung einfach umzusetzen.

Wie bereits oben dargestellt eignet sich der Nitritverlauf nicht nur für die Regelung der Beschickung und die Vermeidung einer Hemmkonzentration, gleichzeitig kann direkt die Aktivität der Biomasse überwacht werden. Die sich davon abgeleitete Nitritabbaurate oder Nitrite Uptake Rate (NUR) ergibt sich aus der Konzentrationsabnahme über die Zeit, berechnet als $NUR = \Delta c / t\Delta$ (Abbildung 4-4). Erste Abbauraten lagen im Bereich von 0,277 mg/L $NO_2-N \cdot h$ bzw. Umsatzraten von 0,00675 kg N/kg oTS*d und damit nahezu doppelt so hoch wie vor der Impfschlammzugabe. Die sich in den folgenden Wochen ergebenden Abbau- und Umsatzraten sind in Tabelle 4-1 dargestellt. Zu beachten ist, dass der Bezug auf die gesamte Biomasse im Reaktor (oTS) erfolgt. Dies kann speziell in Systemen die einen hohen Anteil inerter Biomasse oder „artfremder“ Bakterien enthalten zu signifikanten Unterschieden führen, was eine Vergleichbarkeit der Daten erschwert. Besonders zu beachten sind bei der Nutzung solcher Parameterkennwerte auch mögliche Konkurrenzreaktionen z.B. um Nitrit durch Denitrifikanten – besonders wichtig für Abwässer mit noch abbaubaren CSB-Gehalten. Im vorliegenden Fall kann allerdings davon ausgegangen werden, da es sich ja um die zweite Stufe (nach der Nitrifikation) handelt, dass der Anteil an verfügbarem organischem Substrat aus dem Zulauf bereits weitgehend oxidiert wurde.

Der höchste Umsatz konnte bis Mitte Juni mit einer Erhöhung um fast eine Zehnerpotenz gegenüber des Start-ups verzeichnet werden. Die Beschickungsmengen konnten schrittweise bis

auf zweimal täglich 27 m³ mit zugehöriger Tagesfracht von 22,2 kg NO₂-N bzw. 41,4 kg N erhöht werden, was einer Schlammbeschickung von 0,025 kgN/kg TS entspricht.

Tabelle 4-1: Leistungsfähigkeit des Anammox1 Reaktors anhand Stickstoffumsatzrate, Gesamtbiomasse, NUR (Nitrite Uptake Rate) und Konzentrationen der Stickstoffparameter vor und nach der Impfschlammzugabe sowie in den darauf folgenden Monaten

Anammox1 Reaktor	26.3.14	29.4.14	2.5.14	3.6.14	16.6.14	22.6.14	23.6.14	3.7.14	3.8.14
Umsatzrate [kg N/kg oTS*d]	0.00341	Impfschlammzugabe	0.00675	0.04967	Hemmung	0.02309	Hemmung	0.00558	0.00553
Biomasse [kg oTS]	1408		1523	1627		1718		2294	2532
NUR [mg NO ₂ -N/L*h]	0.140		0.277	2.274		1.079		0.322	0.352
NH ₄ -N [mg/L]	390	303	280	178	166	148	148	165	294
NO ₂ -N [mg/L]	12.7	23.2	0.16	2.6	2.5	7.3	7.3	5.5	14.3
pH-Wert	6.9	8.3	8.4	8.5	8.5	8.5	8.5	8.4	8.7

Die Einführung der quasi Online-Überwachung der Schlammaktivität für die Beschickung ist insbesondere für Abwässer aus der Industrie wesentlich. Nicht nur die schwankenden Konzentrationen und Frachten, auch kurzfristig auftretende Hemmstoffe können eine biologische Stufe langfristig schädigen, wenn man nicht rechtzeitig reagieren kann. Mit dem Betrieb des SBR konnte ein solcher Zusammenbruch der Umsatzleistung mehrfach festgestellt werden, leider erst nach vollständiger Schädigung der Biomasse.

Am 16.6.2014 wie auch ähnlich erkennbar am 23.6.2014 kam es wieder einmal zu einem kurzfristigen Einbruch des Umsatzes vermutlich durch Hemmstoffe im Zulauf der Schlammwasserbehandlung (Abbildung 4-2). Gleichzeitig wurde bei Betrachtung der Leistung andere biologischer Stufen auch eine Hemmung und Umsatzrückgang in der Belebung der industriellen Vorbehandlung sowie der Nitrifikation festgestellt. Da die umsatzabhängige Regelung direkt die Beschickung reduzierte konnte eine Überfrachtung der Stufe mit daraus folgender Anreicherung von Nitrit in toxischer Konzentration erfolgreich vermieden werden. Die Umsatzraten konnte so einige Tage nach dem Vorfall sich etwa auf die Hälfte des maximalen Wertes erholen. Was dafür spricht, dass auch ein gewisser Anteil Biomasse dauerhaft geschädigt wurde. Erst nach dem zweiten Vorfall, der in Kombination mit hohen Nitritkonzentrationen von >30 mg/L aufgetreten ist, stellten sich dauerhaft niedrigere Umsatzraten als direkt nach der Impfschlammzugabe von ca. 0,0055 kg N/kg oTS*d ein. Was wiederum zeigt, wie wichtig eine Online-Kontrolle der aktuellen Aktivität der Biomasse für industriell geprägte Deammonifikationsanlagen ist.

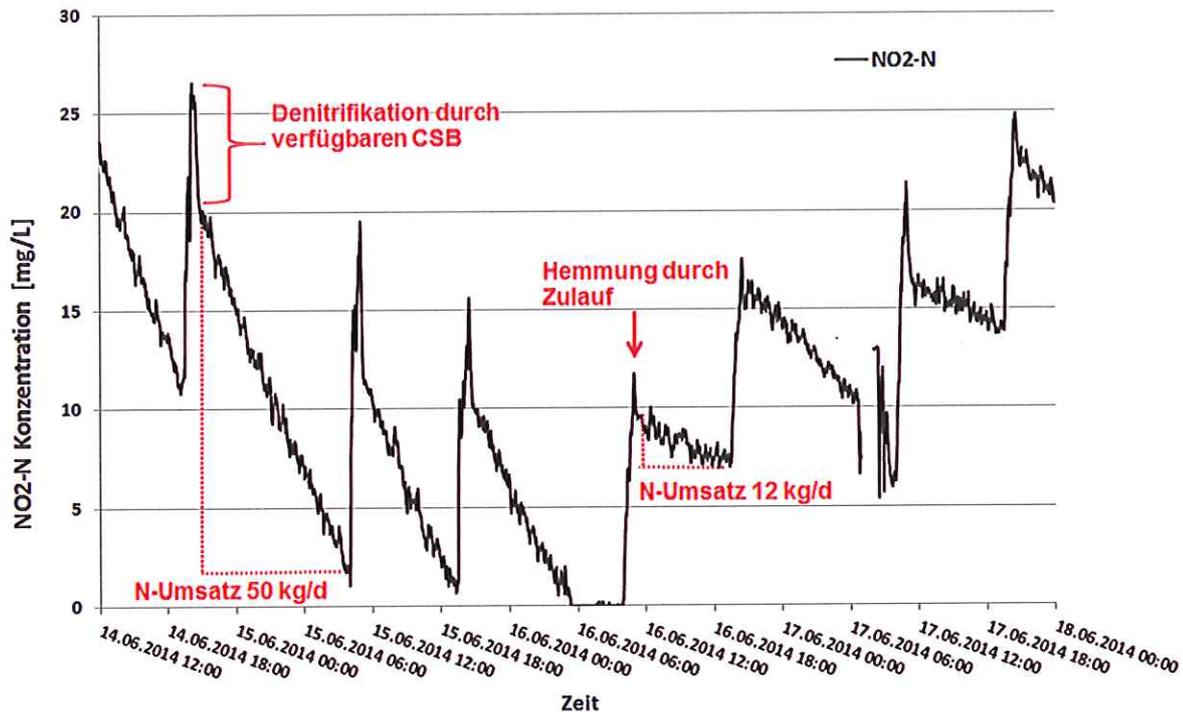


Abbildung 4-3: Verlauf der online Nitritmessung im Anammox1 Reaktor mit Hemmung des Abbaus am 16.6.14 durch einen unbekanntem Hemmstoff im Zulaufwasser

Vorgenommene Berechnungen aus dem Verlauf der Nitritkonzentration wurden mit Beachtung des ersten schnellen Abbaus des Nitrits dem Prozess der Denitrifikation zugesprochen und nicht für den Anammox-Prozess berücksichtigt (Abbildung 4-2). Eine Beispielrechnung mit einem angenommenen Verbrauch von 2,5 g CSB/g N für die Denitrifikation zeigt, dass auch noch nach der belüfteten Stufe ausreichend CSB im Abwasser verfügbar ist, um rund ein Drittel der Nitritzulaufmenge zu denitrifizieren, was voraussichtlich auf eine nachgelagerte Hydrolyse organischer Feststoffe zurückzuführen ist neben der teilweise Überlastung der Nitritation (nicht ausreichender Sauerstoffeintrag). Da dieser Anteil nicht mehr für den Anammox-Prozess zur Verfügung steht, sollte der Anteil bei limitiertem NO_2/NH_4 -Verhältnis im Zulauf zur Anammoxstufe, möglichst niedrig gehalten werden.

Die Betrachtung des Nitritverlaufs während der Hemmung zeigt auch eine Reduzierung der Abbaugeschwindigkeit des den Denitrifikanten zugeordneten Abbaus. Zusammen mit dem festgestellten Umsatzrückgang in der Vorbehandlung scheint der eingeleitete Hemmstoff auf alle Bakteriengruppen sowie prozessübergreifend gewirkt zu haben. Eine Identifizierung des Hemmstoffs war nicht möglich, vermutet werden Reinigungs- oder Desinfektionsmittel aus der Fleischverarbeitung.

Der Anammox2 Reaktor wurde mit ca. 60 m³ Impfschlamm aus der PWB Gütersloh (Einstufige Deammonifikation) mit 8,85 g/L TS angeimpft, was einer Biomassemenge von ca. 531 kg entspricht. Mit der bereits vorhandenen Biomasse ergab sich ein TS von 2 g/L der

oTS-Gehalt lag bei 0,7 g/L, was einer Gesamtbiomassemenge von 358 kg oTS entspricht. Durch die anfangs fehlende Anbindung der Zulaufpumpe an das Prozessleitsystem (PLS) konnte diese nur manuell zur Beschickung genutzt werden. Somit wurde provisorisch eine Tauchpumpe mit fliegender Leitung über eine Zeitschaltuhr zur Beschickung des Anammox2 Reaktors genutzt. Diese Pumpe hatte eine geringe Leistung und konnte mit kontinuierlicher Laufzeit eine Wassermenge von ca. 10 m³/d fördern. Die restliche Menge wurde mit der Zulaufpumpe zusätzlich in einer Einzelbeschickung hinzugegeben. Anfangs mit 20 m³/d (Abbildung 4-4) konnte die Beschickung bis Mitte Juni bis auf 36 m³/d bei einer Fracht von ca. 30 kg N/d gesteigert werden. Die Umsatzraten von 0,034 kg N/kg oTS*d kurz nach der Impfschlammzugabe erhöhten sich innerhalb eines Monats auf ca. 0,18 kg N/kg oTS*d und sind damit deutlich höher als im Anammox1 Reaktor (vgl. Tabelle 4-2 mit Tabelle 4-1). Zu beachten ist allerdings auch, dass die Daten aus Labormessungen stammen und hier nicht wie für den Anammox1 Reaktor der mögliche Einfluss der Denitrifikanten aus dem Gesamtumsatz herausgerechnet werden konnte.

Tabelle 4-2: Leistungsfähigkeit des Anammox2 Reaktors anhand Stickstoffumsatzrate, Gesamtbiomasse, NUR (Nitrite Uptake Rate) und Konzentrationen der Stickstoffparameter nach der Impfschlammzugabe sowie in den darauf folgenden Monaten

Anammox2 Reaktor	29.4.14	14.5.14	21.5.14	27.5.14	12.6.14	16.6.14	12.7.14	22.7.14
Umsatzrate [kg N/kg oTS*d]	Impfschlammzugabe 356 kg oTS	0.034	0.13	0.18	0.146	Hemmung	0.0194	0.0225
Biomasse [kg oTS]		613	613	837	919		902	964
NUR [mg NO ₂ -N/L*h]		0.906	4.270	5.83	3.773		0.492	0.608
NH ₄ -N [mg/L]	10.1	3.4	8.3	13.1	96	112	208	266
NO ₂ -N [mg/L]	0.3	3	1.89	3.75	15.4	1.5	7.5	6.2
pH-Wert	7.5	7.5	7.5	7.6	8.3	8.4	8.7	8.7

Ein Einfluss ist sicher auch durch die „intensivere“ Beschickung mit Impfschlamm zurückzuführen. Da bei diesem Reaktor nur sehr wenig „alte“ Biomasse vorlag (nicht aktiver oTS) besteht nahezu die gesamte Biomasse aus Impfschlamm mit entsprechend höherer rechnerischer Leistung (bezogen auf Gesamt oTS). Auch sollte dadurch der Inertanteil der Biomasse deutlich niedriger sein. Analog zum Anammox1 Reaktor kam es auch hier zur Hemmung durch das Zulaufwasser am 16.6.14 und 23.6.14. Auffällig war hierbei, dass sich die Ammoniumkonzentration seit der Inbetriebnahme von <10mg/L nur bis etwa Anfang Juni auf dem Level von 10-20 mg/L halten konnte. Parallel zur Hemmung durch das Abwasser stieg die Ammoniumkonzentra-

tion sukzessive um ca. 100 mg/L pro Monat bis auf ca. 300 mg/L Anfang August an und dann weiter bis 600 mg/L Ende September (Tabelle 4-2). Was im Wesentlichen auf eine Verlagerung des Nitritabbaus auf andere parallele Prozesse (ohne Ammoniumumsatz) hinweist. Der Anstieg des Ammoniums ging dabei mit einem pH-Wert Anstieg von anfangs 7,5 auf 8,8 einher. Die Biomassemenge stieg in diesem Zeitraum von 360 kg oTS auf ca. 950 kg oTS an, was ein weiteres Indiz für heterotrophe Stoffumsätze ist. Entsprechen konnte dem deutlichen Zuwachs der Gesamtbiomasse kein wesentlicher Anstieg der Umsatzrate oder der NUR gegenübergestellt werden. Somit kann vermutet werden, dass der vermeintliche Biomassezuwachs dem Umsatz anderer Bakterien oder Feststoffen aus dem Zulauf zuzuordnen ist. Auch fehlt in Abbildung 4-4 der Nitritabbaupik durch die Denitrifikation (vgl. Abbildung 4-3) in Abbildung 4-5 kann dieser allerdings durchaus nachgewiesen werden. Somit ist anzunehmen, dass am Anfang der Inbetriebnahmephase die Menge an heterotropher Biomasse noch relativ gering war und sich erst über die Zeit gebildet hat.

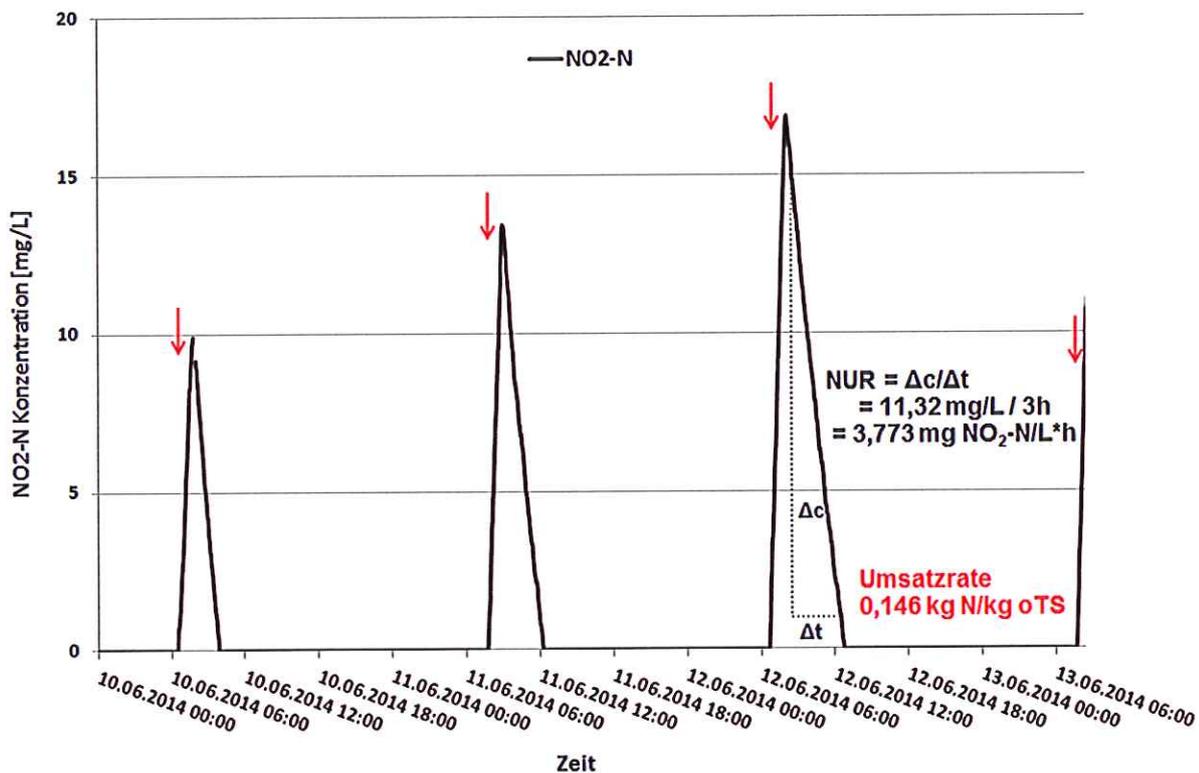


Abbildung 4-4: Online Nitritkurvenverlauf im Anammox2 Reaktor, Beschickungen anhand der Pfeile und Darstellung der NUR

Die Auswirkungen einer zusätzlichen Feststoffabtrennung zwischen Nitritation und Anammoxstufe (Installation eines Parallelplattenabscheider zur Verbesserung der Umsatzleistung, da weniger Biomasse aus der Nitritation sowie Partikel eingetragen würde, welche potentiell in Konkurrenz zur Anammox-Biomasse stehen oder als C-Quelle für heterotrophe Bakterien dienen kann.) konnten nicht untersucht werden. Da das Bauteil zum bestimmungsgemäßen Betrieb eine gewisse Mindestwassermenge benötigte, konnte dieser erst zu einem recht späten

Zeitpunkt in Betrieb genommen werden, zu dem in beiden Reaktoren der Prozess nicht mehr stabil lief.

Ab Anfang Juli konnte die Beschickung durch die Anbindung der Beschickungspumpe an das PLS automatisiert erfolgen. Damit wurden die Pausenzeiten deutlich verringert und es wurde jede Stunde eine Beschickung durchgeführt, z.B. mit einer Zeittaktung von 18 min. Pumpenlaufzeit mit 4,2 m³/h Pumpenförderleistung und 42 min. Pausenzeit, was einer Gesamtpumpenlaufzeit von 432 min./d und einer Beschickungsmenge von ca. 30 m³/d entspricht. Ab diesem Zeitpunkt kann die Beschickung des Anammox2 Reaktor als quasi kontinuierlich angesehen werden (Abbildung 4-5). Durch die fehlende online Nitritmessung wurde der Reaktor nachfolgend über die sich einstellende Restnitritkonzentration im Reaktor gesteuert. Auch hier war ein deutlicher Zeitverzug von ein bis zwei Tagen zwischen Labormesswerten und der Auswertung bzw. Neujustierung der Beschickungsmenge zu verzeichnen. Eine solche Betriebsweise ist mit entsprechend hohem Aufwand für Betreuung und Analytik verbunden, was in der Großtechnik auf lange Sicht nicht umsetzbar ist. Eine empfehlenswerte Betriebsweise stellt dieses Konzept somit nicht dar, da es für die Anforderungen (s. Kap. 2) nicht geeignet ist, ist aber durch den Einsatz einer Nitritsonde einfach zu verbessern.

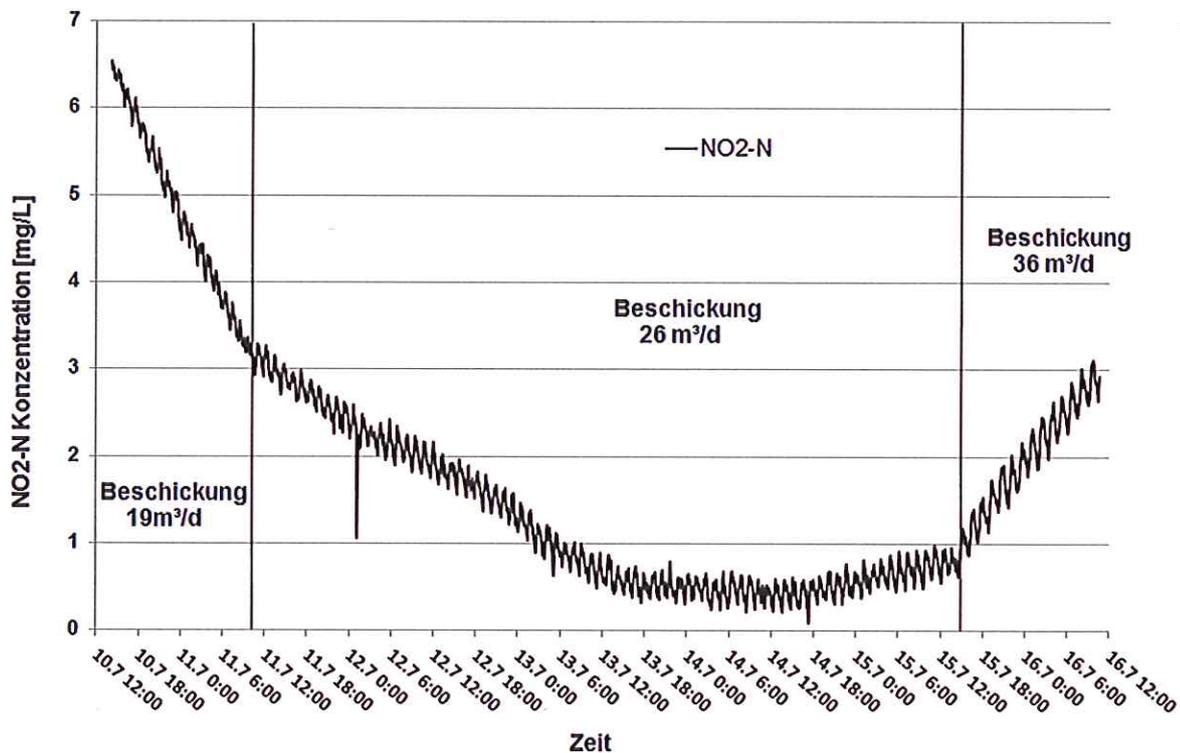


Abbildung 4-5: Verlauf der Online Nitritkonzentration im Anammox2 Reaktor mit getakteter Beschickung bei unterschiedlichen Beschickungsmengen

4.2 Angepasstes Inbetriebnahme Konzept und Optimierung der Steuerung

4.2.1 Angepasstes Steuerungskonzept der Nitrifikation

Die Steuerung der Nitrifikation lief im Versuchszeitraum stabil und zeigte solange das Mindestschlammalter eingehalten wurde keine signifikanten Störungen. Einzig die Nitratbildung in der Nitrifikation führte zu einem nicht idealen $\text{NO}_2\text{-N}/\text{NH}_4\text{-N}$ Verhältnis für die nachfolgende Anamox-Stufe. Für den ursprünglichen Prozess der Nitrifikation/Denitrifikation bzw. auch für den Weiterbetrieb dieses Prozesses in der ersten Straße hat dieser Umstand allerdings keine betriebsbeeinflussenden Auswirkungen. Die Nitratbildung hat ihre Ursache in der Nichteinhaltung des Maximalschlammalters und damit nicht vollständiger Auswaschung der NOB's in Verbindung mit hohen Sauerstoffwerten bedingt durch die lastabhängige Steuerung (vgl. 4.1.1). Eine weitere Optimierung wurde aufgrund der hohen Belastung der Nitrifikation und in Anbetracht der Betriebssicherheit und Stabilität der Anlage nicht durchgeführt.

Eine mögliche Anpassung zur Unterdrückung der Nitratbildung wäre über eine genauere Einstellung des Schlammalters möglich, um die NOB's vollständig verdrängen zu können, oder durch die Hinzunahme einer intermittierenden Belüftung. Diese ist in der Steuerung bereits hinterlegt, wurde aber aufgrund o.g. Gründe nicht weiter untersucht.

Weiterhin ist durch gewollte Hemmung der AOB's durch definierte $\text{HNO}_2\text{-N}/\text{NH}_3\text{-N}$ Konzentrationen eine gezielte Einstellung des $\text{NO}_2\text{-N}/\text{NH}_4\text{-N}$ Verhältnisses möglich, falls die vorhandene Säurekapazität des Schlammwassers höher als erforderlich ist. Beachtet werden sollte dabei der erhöhte Steuerungs- bzw. Kontrollaufwand sowie der dadurch möglicherweise verringerte Gesamtwirkungsgrad der N-Elimination. Lediglich bei Überlastung der Anlage mit Beschickung von mehr als $20 \text{ m}^3/\text{h}$ kam es durch das nicht einhalten des Mindestschlammalters zur Abnahme der Nitrifikationsleistung. Auch bei übermäßiger Erhöhung der Reaktortemperatur bis auf 42°C im Sommer in Kombination mit hoher Belastung konnte durch einsetzende Proteindegeneration der Mikroorganismen ein Rückgang der Leistungsfähigkeit verzeichnet werden.

Für zukünftige Steuerungskonzepte könnte die Sauerstoffzehrung in Form der Oxygen Uptake Rate (OUR) oder die Nitritabbaurate als Nitrite Uptake Rate (NUR) als Parameter für die biologische Aktivität dienen. Diese Parameter sind sowohl Prozess- als auch Schlammspezifisch sollten aber bei gleichmäßiger Belastung auf eine Bandbreite eingrenzbar sein. Eine plötzliche Abnahme der Rate kann somit auf ein Problem im Prozessablauf hindeuten. Die Implementierung in bereits bestehenden Anlagen oder Steuerungen sollte problemlos möglich sein. Da ohnehin viele Anlagen die Belüftung über online Sauerstoffsonden regeln ist eine zusätzliche Berechnung der OUR mit wenigen Zeilen Programmcode zu realisieren. Für die Berechnung wird dabei die Abnahme der Konzentration über die Zeit ermittelt und kann durch eine einzelne längere Belüftung bis zu einer Konzentration von 2 oder 4 mg/L O_2 und einer nachfolgenden Belüf-

tungspause für die Zehrung realisiert werden. Im Sinne einer angepassten Regelung hätte das Zulaufwasser zum Zeitpunkt der Hemmung der Anammox-Reaktoren nicht in die weiteren Stufen geleitet werden sollen. Da solche Hemmungseinflüsse aus dem Zulauf bei dieser Anlage unspezifisch jederzeit wieder auftauchen können, sollte eine weitere Sicherungsfunktion in den Vorbehandlungsstufen bzw. spätestens in der Nitritation implementiert werden, sodass die Anammox-Stufe umfahren wird, wenn eine Hemmung bzw. ein Umsatzrückgang in der Nitritation festgestellt wird. Eine Möglichkeit wäre die Kontrolle der mikrobiologischen Aktivität in der Nitritation anhand der Sauerstoffzehrung (OUR) oder den pH-Wert. Da diese Einflüsse ohne Vorankündigung und mit sehr wenig Vorlaufzeit auftreten, ist ein Reagieren nur bei automatisierter und vernetzter Steuerung möglich.

4.2.2 Angepasstes Steuerungs- und Inbetriebnahmekonzept der Anammox-Stufe

Steuerung:

Das Konzept zur Inbetriebnahme strebt die schnellstmögliche Leistungssteigerung bei gleichzeitig bestem Schutz der Biomasse an. Dazu sollte immer eine gewisse Konzentration an Nitrit und Ammonium vorhanden sein, um beständigen Abbau zu garantieren aber nicht so viel, dass es zu Hemmungen kommen kann (optimaler Wertebereich liegt zwischen 10 und 20 mg/l). Die Steuerung erfolgte anfangs Mengen- bzw. Zeitgesteuert anhand der Pumpleistung der installierten Pumpen. Da die Pumpen nur manuell gesteuert werden konnten, war eine Labormessung der Parameter $\text{NH}_4\text{-N}$ u. $\text{NO}_2\text{-N}$ notwendig, anhand derer der Abbau und die Leistungsfähigkeit der Biomasse eingeschätzt wurde und die Beschickung entsprechend manuell angepasst wurde. Betriebsbedingt fanden diese Messungen nicht in den notwendigen kurzen Abständen statt, um die geforderte Auflösung zur angepassten Steuerung zu erreichen. Somit war nur ein- bis zweimal wöchentlich eine Anpassung der Beschickungsmengen möglich. Durch das aus der Nitritation vorgegebene $\text{NO}_2\text{-N}/\text{NH}_4\text{-N}$ Verhältnis, welches oft geringer als 1,32 war, resultierte eine nitritlimitierte Versorgung der Anammox-Stufe mit entsprechender anreicherung an Ammonium. Da der stöchiometrische Umsatz von Ammonium und Nitrit der anaeroben Ammoniumoxidierer mit 1:1,32 immer gleich ist, bleibt bei vollständigem Nitritabbau immer etwas Ammonium übrig.

Eine Regelung anhand der Nitritkonzentration bietet sich für die Anammox Reaktoren an und ist einfach zu realisieren. Die grundlegende Eignung der Nitritmessung für diesen Einsatzzweck konnte durch eine stabile Messwertaufnahme, geringen Wartungsaufwand und keinerlei Betriebsstörungen oder Ausfälle über den 9monatigen Einsatz nachgewiesen werden. Eine Regelung würde eine direkte Ansteuerung der Pumpen und die Auslösung der Beschickung mit einer festen Pumprate bis zu einer oberen Konzentration von z.B. 15 mg/L $\text{NO}_2\text{-N}$ im Reaktor vorsehen und beim Erreichen dieser oberen Konzentrationsgrenze die Beschickung stoppen. Eine erneute Beschickung würde dann erst bei Erreichen einer unteren Konzentrationsgrenze von

z.B. 5 mg/L NO₂-N starten. Etwaige Zulaufschwankungen sollten dadurch ausgeglichen werden. Zu beachten ist dabei die Sondendrift und die Nachkalibrierung der Sonden um eine ausreichend genaue Messung zu erreichen. Wichtig ist hierbei, dass eine Veränderung der Zusammensetzung des Abwassers unbedingt durch eine Neukalibrierung der Sonden begleitet werden sollte. Zur Verbesserung der Messstabilität sollte die Regelung über einen Deltawert erfolgen, wodurch die Nullpunktverschiebung ausgeglichen werden kann. Dazu würde die Beschickung nicht nach dem absoluten Messwert beendet bzw. gestartet werden, sondern wenn jeweils eine Konzentrationsdifferenz (Deltawert) zwischen dem Start der Beschickung bzw. dem maximalen Messwert nach Ende der letzten Beschickung erreicht ist. Für die zweite Stufe der Deammonifikation liegt diese dann bei ±10 mg/L. Weiterhin sollte auch eine Sperre der Beschickung beim Überschreiten gewisser Konzentrationsgrenzen z.B. bei >20 mg/L und eine gewisse Mindestpausenzeit bis zur nächsten Beschickung definiert werden. Gleichzeitig könnte diese Steuerung mit anderen Onlinesensoren gekoppelt werden, um z.B. die Nitratbildung oder den Sauerstoffgehalt mit zu überwachen.

Besonders wichtig für Signale die zur Steuerung eingesetzt werden ist die Ausfallsicherheit der Messung, aber auch die Definition einer Ersatzgröße oder einer manuellen- bzw. Zeitregelung im Totalausfall der Messung. Hierbei sollte in der Regelung der Rückgriff auf die Beschickungsintervalle der vorausgehenden Tage hinterlegt werden.

Inbetriebnahmeempfehlung:

Als besonderes Problem stellte sich die geringe Impfschlammmenge heraus, da dadurch nur geringe Beschickungsmengen möglich waren, was bei gleichzeitig großem Reaktorvolumen eine lange hydraulische Verweilzeit von bis zu 42 Tagen ergab. Dadurch waren die Konzentrationen des verbliebenen CSB und BSB (s. Kap. 2.2, Tabelle 2-6) für die Biomasse im vollem Umfang nutzbar. In der Theorie sollte sich dieser Umstand eher negativ auf die Stabilität des Anammox-Prozess ausgewirkt haben, da diese C-Quelle die heterotrophe Biomasse begünstigt und gleichzeitig zur Konkurrenz um Nitrit geführt haben könnte (vgl. Abbildung 4-2). Das letztliche Zusammenbrechen der Anammox-Aktivität in beiden Reaktoren verdeutlicht den Einfluss von verfügbarer C-Quelle und Substrat für andere Bakteriengruppen gegenüber den Anammox-Bakterien. Beheben ließe sich dieses Problem nur durch den Einsatz einer größeren Impfschlammmenge oder einer Abtrennung von Reaktorvolumen. Prinzipiell ist für den Start-Up eine gewisse Mindestmenge an Impfschlamm notwendig, sodass die Hauptbiomasse aus Anammox-Bakterien besteht und Nebenprozesse keinen so großen Einfluss auf den Gesamtprozess bekommen können.

4.3 Vergleich und Bewertung Betriebskonzept zweistufige Deammonifikation

Als Hauptparameter zur Steuerung der Nitritation als Ausschwemmreaktor hat sich die hydraulische Aufenthaltszeit, der pH-Wert und der Sauerstoffgehalt als verlässlich und ausreichend

herausgestellt. Der Hauptparameter zur Steuerung der Anammox-Stufe ist die Nitritkonzentration, welcher eine besondere Bedeutung zukommt, da $\text{NO}_2\text{-N}$ sowohl Substrat als auch Hemmstoff ist.

Der Einfluss von Feststoffen, hohen Zulaufkonzentrations- oder Mengenschwankungen von CSB, $\text{NH}_4\text{-N}$ usw. gegenüber einer Nitritation als Ausschwemmreaktor ist gering. Durch die kurzen Schlammaufenthaltszeiten von ca. einem Tag wird eine hohe Biomasseneubildung bei hohen Umsatzraten erreicht. Eventuelle Hemmstoffe haben nur eine kurze Verweilzeit und die Biomasse kann in einem Zyklus direkt nachwachsen, somit hat eine kurzzeitige Hemmung im Zulauf keinen Langzeiteinfluss auf den Prozess. Verbessern wäre in die Regelung eine Aktivitätskontrolle zu integrieren, um eine Hemmung der Nitritation zu erkennen und entsprechend die Anammox-Stufe umfahren zu können, da hier aufgrund der langen Generationszeiten und Schlammalter ein toxischer Stoß deutlich längere Auswirkungen hat, insbesondere, wenn es durch die Reduzierung der Umsatzrate zu einer Anreicherung von Nitrit kommt.

Für die Anammox-Stufe haben durch die niedrigen Generationszeiten der Biomasse und das erforderliche hohe Schlammalter sowohl Feststoffe als auch Hemmstoffe im Zulauf eine entsprechend lange Wirkung auf die Systemleistung. Ist der Anammox durch eine Online-Nitritsonde vor einer Überfrachtung geschützt, ist nur noch die Verdrängung der Anammoxbiomasse durch Einwachsen Heterotropher zu kontrollieren bzw. durch die Vermeidung von organischen Feststoffen im Zulauf einzuengen.

Bezug nehmend auf Kapitel 2.2 soll hier kurz der Einfluss der als sensitiv bewerteten Parameter auf die zweistufige Deammonifikation eingeschätzt werden. Der Einfluss der organischen Säuren sollte sich trotz hoher Konzentrationen im Gegensatz zur einstufigen Deammonifikation als gering erweisen, da diese weitgehend durch die Belüftung in der vorgelagerten Nitritation abgebaut werden und durch die großen Reaktorvolumen eine entsprechend gute Verdünnung gegeben ist. Die hohen Feststoffkonzentrationen im Zulauf beeinflussen die Nitritation nicht. Die Anammox-Stufe sollte mit einer Feststoffabtrennung z.B. Parallelplattenabscheider oder ZK geschützt werden, da die Partikel einen wesentlichen Anteil zum Eintrag von CSB liefern. Die Last- und Konzentrationsschwankungen sollten mit angepasster Beschickung und entsprechenden Konzentrations- und Mengenausgleichs im MAB und der Entwässerungssteuerung beherrschbar sein. In Kombination mit einem vernetzten Steuersystem von allen Prozessanlagen sollte auch auf kurzzeitige Hemmstoffe im Zulauf flexibel reagiert werden können.

5 Auslegungsparameter für die Konzeptionierung industrieller Teilstromanlagen zur Deammonifikation

Kann eine prinzipiell hemmende Wirkung des zu behandelnden Schlammwassers ausgeschlossen werden, können die Auslegungsparameter von kommunalen Deammonifikationsanlagen auch für industrielle Anlagen übernommen werden. Beispielhaft seien hier die Auslegung von Belebtschlammssystemen auf eine Raumbelastung von 0,5 kg N/m³ für einstufige Anlagen sowie 1,2 kg N/m³ für zweistufige Anlagen erwähnt. Diese Werte sind prinzipiell auch bei Industrieanlagen anwendbar, dennoch sollte auch die Auslegung über die Schlammbelastung beachtet werden, da unterschiedliche Schlammrückhaltesysteme auch unterschiedliche Biomassegehalte im Reaktor ermöglichen. Somit ist verfahrensbedingt die Schlammbelastung bei Biofilm oder Granulasystemen gegenüber Belebtschlammssystemen weitaus geringer bei gleicher Raumbelastung. Tabelle 5-1 und

Tabelle 5-2 geben einen Überblick über erzielte Raumumsatzleistungen.

Tabelle 5-1: Leistungsfähigkeit im Betrieb befindlicher einstufiger Deammonifikationsanlagen.

Prozess	Raumbelastung [kg N/m ³ *d] Betrieb	Schlammssystem	Schlammbelastung [kg N/kg TS*d] Auslegung/Betrieb	Biomassegehalt [g TS/L]	Quelle
SBR	0.35	suspendiert	- / 0.08	4	Joss et al. 2009
	0.446	suspendiert	- / 0.131	3.4	Joss et al. 2009
	0.18	suspendiert	0.129 / 0.071	1.0-4.5	Lackner et al. 2014
Sharon-Anammox	0.6	suspendiert			van der Star et al. 2007
Demon	0.6	suspendiert			Wett 2007
	0.04 - 0.11	suspendiert	0.142 / 0.035 - 0.095	1.2	Lackner et al. 2014
DeAmmon	0.3-0.4	suspendiert			Rosenwinkel et al. 2005

Tabelle 5-2: Leistungsfähigkeit im Betrieb befindlicher zweistufiger Deammonifikationsanlagen.

Prozess	Raumbelastung [kg N/m ³ *d]	Schlammssystem	Schlammbelastung [kg N/kg TS*d]	Biomassegehalt [g TS/L]	Quelle
ANITAMox	1.0 - 1.2	Biofilm	0.064	16	Lackner et al. 2014
ANAMMOX	1.0 - 2.33	granular	0.093	25	Lackner et al. 2014
Circox-Anammox	0.89 - 1.0	granular	0.071	25	Lackner et al. 2014
Terrana	1.11	suspendiert	0.101	10-12	Lackner et al. 2014

Weiterhin haben die kurzzeitig auftretenden Hemmungen in Rheda sowohl bei der ein- wie auch der zweistufigen Deammonifikation gezeigt, dass solche Vorfälle weder vorhergesagt noch verhindert werden können. Eine Anlagenauslegung auf die damit verbundenen niedrigeren Umsatzraten ist im allgemeinen nicht empfehlenswert, da dies die Gesamtkonzeption der Anlage für den Normalbetrieb viel zu groß, mit allen sich daraus ergebenden Nachteilen, werden lassen

würde. Vielmehr sollte durch „intelligentes“ erkennen solcher Bedingungen im Zulaufwasser durch z.B. die Bestimmung der OUR oder Nitritbildungsrate in der Nitrifikation ein Beschicken der nachfolgenden Anammox-Stufe vermieden und die Stufe umfahren werden. Somit könnte die Biomasse geschützt werden und es würde zu keiner Betriebsstörung der Anammox-Stufe kommen. Zur Behandlung solcher als kritisch erkannten Teilströme bzw. Tagesmengen könnte die Nutzung von robusteren Prozessen wie der Nitrifikation/Denitrifikation auf lange Sicht Vorteile bieten. Auch wenn dieser Prozess im Normalbetrieb nicht so effizient ist, wäre die Vorhaltung einer solchen Stufe für Havariefälle denkbar, besonders da Anammox-Bakterien eine sehr lange Generationszeit besitzen und eine Regeneration entsprechend lange dauert, gleichzeitig aber ohne Probleme für mehrere Monate gespeichert werden können.

Als Gesamtfazit für den Vergleich der ein- und zweistufigen Deammonifikation für den Standort Rheda-Wiedenbrück ist das zweistufige Verfahren als das stabilere einzuordnen, da die Hauptprobleme die Schwankungen in Konzentration und Wassermenge sowie Hemmstoffe im Zulauf sind. Von Vorteil hierbei ist neben der einfachen Regelung insbesondere die Robustheit der Ausschwemmnitrifikation, die gleichzeitig den Vorteil hat, dass sie bei Frachtzunahmen durch Konzentrationsanstieg, keine Erweiterung benötigt (Auslegung erfolgt nach hydraulischer Aufenthaltszeit). Die vorhandene Verfahrenskombination mit der Nitrifikation/Denitrifikation nach dem PANDA-Prinzip in der ersten Straße sowie der Anammox-Stufe in der zweiten Straße kann dabei den Vorteil der Alternative zum Anammox-Prozess bei Störungen oder im Havariefall bieten.

Zur Gesamtbewertung der Deammonifikation (unabhängig von der Verfahrensumsetzung) sind neben der Energieeinsparung auch CO₂-Emissionen durch eine möglicherweise gegenüber der herkömmlichen Nitrifikation/Denitrifikation vermehrte N₂O-Emission (Treibhausgas mit 300fachem CO₂-Äquivalent) zu berücksichtigen. Energieverbräuche für Teilstrombehandlungsanlagen liegen im Bereich von 0,8 - 2,3 kWh/kg N (Beier et al. 2008, Lackner et al. 2014, Gustavsson 2010), die konventionelle Hauptstrombehandlung via Nitrifikation/ Denitrifikation wird mit Werten von 3,5 - 5,7 kWh/kg N (Beier et al. 2008) angegeben. Bezüglich der N₂O-Emissionen gibt es bisher keine eindeutigen Aussagen, da die Emissionen stark anlagen- und betriebspezifisch sind. Sie werden in der Literatur mit Werten von 0,4 – 3,8% der N-Zulaufmenge angegeben, abhängig vom Reaktorsystem, Belüftungsregime und Betriebsweise. Wobei einstufige, kontinuierlich belüftete Systeme mit geringen Konzentrationen die geringsten N₂O-Emissionen aufwiesen. Die Tabelle 5-3 gibt einen Effizienzvergleich zwischen Haupt- und Teilstrombehandlung bezüglich Energieverbrauch und Treibhausgasemissionen wieder. Zwar ist dabei die Teilstrombehandlung durch energetische Einsparungen zu bevorzugen, allerdings zeigt die recht hohe Lachgasproduktion in der Nitrifikation der KA Rheda (Messwert), dass Hochlastanlagen in der Teilstrombehandlung auch ein Emissionspotential bergen. Der Anammox-Prozess an sich ist nach aktueller Kenntnis nicht an der N₂O-Bildung beteiligt, was wiederum im Vergleich zu den zum Teil hohen N₂O-Bildungsraten der Denitrifikation ein Vorteil sein kann.

Tabelle 5-3: Effizienzvergleich Haupt- und Teilstrom nach Joss et al. 2009, ergänzt durch eigene Abschätzungen und Messungen

	Kläranlage Zürich (Joss et al. 2009)		Kläranlage Rheda-Wiedenbrück	
	Nitrifikation/Denitrifikation (Hauptstrom)	Nitritation-Anammox (Teilstrom)	Nitritation-Anammox (Teilstrom)	Nitritation-Denitrifikation (Teilstrom)
O ₂ Verbrauch [kg O ₂ /kg N _{eli}]	4.3 ^a	1.9 ^b	1.62	3.24 ⁱ
Energieverbrauch Belüftung [kWh/kg N _{eli}]	2.4 ^c	1 ^c	0.89 ^k	1.78 ^k
CO ₂ -Äquivalent Belüftung ^d [kg CO ₂ /kg N _{eli}]	1.4	0.6	0.54	1.08
Kohlenstoffquelle [kg _{Methanol} /kg N _{eli}]	2.2			2.2
C-Quelle CO ₂ -Äquivalent ^e [kg _{Methanol} /kg N _{eli}]	3.1			3.1
N ₂ O-Produktion [g N ₂ O/kg N _{eli}]	3.1 ^f	6.3 ^g	82 - 104 ^m	40 - 73 ^o
N ₂ O-Produktion CO ₂ -Äquivalent ^h [kg CO ₂ /kg N _{eli}]	1	1.9	25.4 - 32.2	12.4 - 22.6
Gesamt CO ₂ -Äquivalent [kg CO ₂ /kg N _{eli}]	5.5	2.5	25.9 - 32.7	16.6 - 26.8

^a theoretisch mit 95 % NH₄-N oxidation zu NO₃-N und 5 % Einbau in Biomasse ^b NH₄-N zu 90% zu NO₂-N und 10% zu NO₃-N oxidiert ^c 0.55 kWh/kg O₂

^d 0.61 kg CO₂/kWh_{el} ^e 1.4 kg CO₂/kg_{Methanol} ^f 0.1 % N₂O Emission von N_{eli} ^g 0.4 % N₂O Emission von N_{eli} ^h 310 kg CO₂/kg N₂O

ⁱ aus Auslegungsdaten ^k aus Realstromverbrauch 0.79 kWh/kg O₂ ^m Messungen ISAH mit 8.2-10.4 % N₂O Emission von N_{eli}

^o Messungen ISAH mit 4.0-7.3 % N₂O Emission von N_{eli}

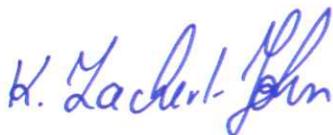
Zur Entscheidungsfindung bezüglich der Umsetzung einer ein- oder zweistufigen Deammonifikation wird neben den örtlichen Gegebenheiten, der Zulaufcharakterisierung und ggf. vorhandenem, umnutzbaren Anlagen auch ein Kostenvergleich vorgenommen werden. Die Tabelle 5-4 gibt einen Vergleich bezüglich der Invest- und Betriebskosten bei unterschiedlicher Nutzung der Anlage zur Stickstoffelimination. Durch den Betrieb der Teilstrombehandlung als Nitritation/Denitrifikation (nach PANDA-Verfahren) lässt sich bereits ein großer Anteil an Betriebskosten (ca. 184.000 €/a) gegenüber der Behandlung im Hauptstrom einsparen. Hauptsächlich gelingt dies durch die verringerte Belüfterleistung sowie Reduzierung der externen C-Quelle. Ein weiteres Einsparpotential lässt sich durch die Umstellung auf PANDA+ (zweistufige Deammonifikation) erreichen. Die Belüfterleistung ließe sich halbieren und die Chemikalienkosten entfallen. Dadurch ließen sich die spezifischen Kosten pro kg eliminierten Stickstoff auf rund die Hälfte reduzieren. Im Vergleich der ein- und zweistufigen Verfahrensumsetzung der Deammonifikation ergeben sich neben der größeren Robustheit gegenüber Zulaufschwankungen auch aus wirtschaftlicher Sicht Vorteile für zweistufige Anlage:

- Reduzierte Online-Analytik zur Regelung und Überwachung bedeuten reduzierten Invest und reduzierten Wartungsaufwand
- Geringere Belüfterbeaufschlagung, da 100% der Zeit belüftet werden kann
- Ab Konzentrationen von > 800 mg/L NH₄-N geringeres Nitritationsvolumen, wenn es als Ausschwemmreaktor konzipiert wird

Tabelle 5-4: Invest- und Betriebskostenvergleich der Teilstrombehandlung der KA Rheda mit unterschiedlichen Verfahren, ergänzt nach (Hartwig und Beier 2008) sowie Rosenwinkel et al. 2011

N_{eli} : 1,4t N/d 510t N/a	Betriebskosten PANDA	Einsparung ggü. Mitbehandlung im Hauptstrom	Betriebskosten PANDA+	Einsparung ggü. PANDA
Energie	[kWh/d]		[kWh/d]	
Belüftung	7.000		3.500	
Pumpen	840		840	
Rührwerke	500		500	
Sonstiges	840		840	
Gesamt	9.180		5.680	
	335.000 €/a	87.000 €/a	207.276 €/a	128.000 €/a
Chemikalien	1800 t/a		0 t/a	
	342.200 €/a	97.000 €/a	0 €/a	342.200 €/a
Personal	1/3 Fachkraft		1/3 Fachkraft	
	20.000 €/a		20.000 €/a	
Summe	697.200 €/a		227.200 €/a	
Betriebskosten spezifisch N_{eli}	1,37 €/kg N_{eli}		0,45 €/kg N_{eli}	
Invest	Neubau PANDA		Umstellung PANDA+	
Bautechnik	645.000 €		0 €	
Anlagentechnik	779.000 €		0 €	
Summe	1.424.000 €		0 €	
Investkosten spezifisch N_{eli}	0,31 €/kg N		0,31 €/kg N	
Gesamt	1,68 €/kg N		0,76 €/kg N	

Hannover, 28.09.2016



Dipl.-Ing. Kerstin Zacherl-John



Dr.-Ing Maïke Beier



Mariano Noack, M.Sc.



Dipl.-Ing. Benjamin Vogel

6 Literatur

- Abeling, U. (1994). Stickstoffelimination aus Industrieabwässern - Denitrifikation über Nitrit. Veröffentlichungen des Institutes für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Universität Hannover. Nr. 86
- Ahn, Y.-H. 2006: Sustainable nitrogen elimination biotechnologies: A review, *Process Biochemistry* 41 (2006) 1709–1721
- Anthonisen, A. C., Loehr, R. C., Prakasam, T. B. S. and Srinath, E. G. (1976). INHIBITION OF NITRIFICATION BY AMMONIA AND NITROUS-ACID. *Journal Water Pollution Control Federation* 48(5): 835-852.
- ATV-DVWK-M 768: Abwasser der Fischverarbeitung, ATV-DVWK-Regelwerk, Hennef 2000
- Beier, M., Seggelke, K. and Seyfried, C. F. (1997): Einfluss der Vorbehandlung von organisch verschmutzten Industrieabwässern (insbesondere der Lebensmittelindustrie) auf die biologische P- und N-Elimination kommunaler Kläranlagen in Hinblick auf die Kosten und die Gebührensatzung kleiner und mittlerer Gemeinden. Abschlussbericht des KfW-Forschungsvorhabens -210.2-7620/9-17-17/92. Forschungsbericht, Inst. für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Universität Hannover.
- Beier, M., Sander, M., Schneider, Y. and Rosenwinkel, K.-H. (2008): Energieeffiziente Stickstoffelimination - aktueller Verfahrensüberblick zur Nitritation/Deammonifikation und Auswirkungen auf den Energiebedarf von Kläranlagen. *Korrespondenz Abwasser* 6/2008: 671-678
- Bennemann, H., Feldmann, M. and Hempel, D. C. (1991). Nitrifikation mit immobilisierten Bakterien. *gwf Wasser Abwasser* 132(12): 686-689.
- Chamchoi, N.; Nitisoravut, S.; Schmidt, J. E. (2008): "Inactivation of ANAMMOX communities under concurrent operation of anaerobic ammonium oxidation (ANAMMOX) and denitrification", *Bioresource Technology*, 99
- DWA M710: Merkblatt DWA-M 710 - Abwasser aus der Verarbeitung tierischer Nebenprodukte, DWA Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e. V., Hennef 2008
- DWA M713: Merkblatt DWA-M 713 - Abwasser aus der Zuckerindustrie, DWA Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e. V., Hennef 2007
- DWA M753: Merkblatt M753 - Abwasser aus der Kartoffelverarbeitung, DWA Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e. V., Hennef 2005
- DWA M766: Merkblatt DWA-M 766 - Abwasser der Erfrischungsgetränke-, der Fruchtsaftindustrie und der Mineralbrunnen, DWA Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e. V., Hennef 2012
- Fernandez, I., Dosta, J., Fajardo, C., Campos, J.L., Mosquera-Corral, A. and Mendez, R. (2012). Short- and long-term effects of ammonium and nitrite on the anammox process. *Journal of Environmental Management* 95, 170-174.
- Gustavsson 2010: Biological sludge liquor treatment at municipal wastewater treatment plants – a review, *VATTEN* 66:179–192. Lund 2010
- Hartwig, P.; Beier, M. (2008): "Das PANDA/PANDA+-Verfahren – Betriebserfahrungen zur Nitritation/Denitrifikation auf großtechnischen Anlagen mit hohem Industrieanteil", *COLLOQUIUM PRODUKTIONSINTEGRIERTE WASSER-/ ABWASSERTECHNIK*, Bremen
- Helmer, C., Kunst, S., Juretschko, S., Schmid, M. C., Schleifer, K.H., Wagner, M. 1999. Nitrogen loss in a nitrifying biofilm system. *Wat. Sci. Tech.* 39: 13-21.
- Hippen, A.; Theilen, U.; Rosenwinkel, K.-H.; Seyfried, C. F. (1999): "Leachate treatment in a combined moving-bed and microfiltration system", *Seventh International Landfill Symposium*, Sardinia, 4-8 Oktober 1999
- Joss, A., Salzgeber, D., Eugster, J., König, R., Rottermann, K., Burger, S., Fabijan, P., Leumann, S., Mohn, J., Siegrist, H., 2009. Full-scale nitrogen removal from digester liquid with partial nitritation and anammox in one SBR. *Environ. Sci. Technol.* 43,5301-5306.

- Katsogiannis, A. N., Kornaros, M. and Lyberatos, G. (2003). Enhanced nitrogen removal in SBRs by passing nitrate generation accomplished by multiple aerobic/anoxic phase pairs. *Water Science and Technology* 47(11): 53-59.
- Lackner S, Gilbert EM, Vlaeminck SE, Joss A, Horn H, van Loosdrecht MCM. 2014 Full-scale partial nitrification/anammox experiences - An application survey. *Water Res* 55 (2014), 292-303.
- Mulder, A., van de Graaf, A. A., Robertson, L. A. & Kuenen, J. G. Anaerobic ammonium oxidation discovered in a denitrifying fluidized bed reactor. *FEMS Microbiol. Ecol.* 16, 177–184 (1995).
- Rosenwinkel, K.-H., Beier, M., Sander, M. 2011: Energy saving with Deammonification - process for nitrogen removal - full scale experiences, IWA-Conference Istanbul 04.05.2011
- Rosenwinkel, K.-H., Cornelius, A. and Thöle, D. (2005): Full scale application of the deammonification process for the treatment of sludge water. IWA Conference on Nutrient Management in Wastewater Treatment Processes and Recycle Streams. Krakow (Poland)
- Rosenwinkel, K.-H. und Ruffer, H. (1998): Taschenbuch der Industrieabwasserreinigung. München, Wien
- Sander M. 2014. Dynamische Modellierung der einstufigen Deammonifikation Modellerweiterung und -anwendung. Dissertation. ISAH, Leibniz Universität Hannover, 2014
- Sander, M.; Beier, M. (2011): Entwicklung einer adaptiven Regelung für die biologische Reinigung hoch stickstoffhaltiger Prozesswässer, MSR-Technik in abwassertechnischen Anlagen, Fulda 26.10.2011
- Schmidt, I., Bock, E. (1997): Anaerobic ammonia oxidation with nitrogen dioxide by *Nitrosomonas europaea*. *Arch. Microbiol.* 167;pp.106-111
- Strous, M., Fuerst, J.A., Kramer, E.H.M., Logemann, S., Muyzer, G., van de Pas-Schoonen, K.T., Webb, R., Kuenen, J.G., Jetten, M.S.M., 1999. Missing lithotroph identified as new planctomycete. *Nature* 400, 446–449.
- Trautmann N. 2015. Energie- und CO₂-Bilanz der Abwasserbehandlung am Beispiel der Hefe- und Fischindustrie. Dissertation. ISAH, Leibniz Universität Hannover, 2015
- Turk, O. and Mavinic, D. S. (1989). Stability of nitrite build-up in an activated sludge system. *Journal WPCF* 61(8): 1440-1448.
- van de Graaf, A. A. et al. Anaerobic oxidation of ammonium is a biologically mediated process. *Appl. Environ. Microbiol.* 61, 1246–1251 (1995).
- van de Graaf, A.A., de Bruijn, P., Robertson, L.A., Jetten, M.S.M., Kuenen, J.G., 1996. Autotrophic growth of anaerobic ammonium-oxidizing micro-organisms in a fluidized bed reactor. *Microbiology* 142, 2187–2196.
- Van der Star, W.R.L., Abma, W.R., Blommers, D., Mulder, J., Tokutomi, T., Strous, M., Picioreanu, C., van Loosdrecht, M.C.M., 2007. Startup of reactors for anoxic ammonium oxidation: experiences from the first full-scale anammox reactor in Rotterdam. *Water Res.* 41, 4149-4163.
- Villaverde, S., Encina, P. A. G., Lacalle, M. L. and Fdz-Polanco, F. (2000). New operational strategy for SBR technology for total nitrogen removal from industrial wastewaters highly loaded with nitrogen. *Water Science and Technology* 41(12): 85-93.
- Wett B. (2007). Development and implementation of a robust deammonification process. *Water science and technology*, 56 (7), 81–88.
- Yoo, H., Ahn, K.-H., Lee, H.-J., Lee, K.-H., Kwak, Y.-J. and Song, K.-G. (1999). Nitrogen removal from synthetic wastewater by simultaneous nitrification and denitrification (SND) via nitrite in an intermittently-aerated reactor. *Water Research* 33(1): 145-154.
- Zheng, Z., Li, J., Ma, J., Du, J., Wang, F., Bian, W., Zhang, Y., Zhao, B. Inhibition factors and Kinetic model for ammonium inhibition on the anammox process of the SNAD biofilm, *J. Environ. Sci.* (2016),