

Abschlussbericht: 'Pilotvorhaben Deammonifikation'

Stand: 15. November 2013

Autoren:

Dr. Susanne Lackner

Prof. Dr. Harald Horn

DVGW-Forschungsstelle am Engler-Bunte-Institut des
Karlsruher Institut für Technologie (KIT)
Bereich Wasserchemie und Wassertechnologie

Dr.-Ing. Dieter Schreff
Ingenieurbüro für Wasser, Abwasser und Energie
Irschenberg



in Zusammenarbeit mit dem Zweckverband
Zentralkläranlage Ingolstadt



Inhaltsverzeichnis

Inhaltsverzeichnis.....	2
Abbildungsverzeichnis.....	5
Tabellenverzeichnis.....	8
1 Einleitung und Zielsetzung	9
2 Zeitlicher Ablauf des Vorhabens mit Meilensteinen	10
3 Ergebnisse der wissenschaftlichen Untersuchungen.....	12
3.1 Reaktorbetrieb	12
3.1.1 Halbtechnische Versuchsanlage (SBR A) (AP 1).....	12
3.1.1.1 Versuchsaufbau (SBR A).....	12
3.1.1.2 Untersuchung der Störungen (SBR A)	14
3.1.1.3 Optimierung des Reaktorbetriebes (Phase 1 und Phase 2)	16
3.1.2 Betrieb von zwei Laborreaktoren (SBR B und C) (AP 4).....	18
3.1.3 Monitoring der Pilotanlage (SBR 2 und SBR 3 der ZKA Ingolstadt), AP 3	21
3.1.3.1 SBR 2 (seit Inbetriebnahme im Nov 2011)	22
3.1.3.2 SBR 3 (seit Juni 2011)	24
3.2 Laborversuche / Batchversuche.....	25
3.2.1 Batchversuche – Aufbau und Beschreibung	25
3.2.2 Batchversuche mit Biomasse aus der Versuchsanlage SBR A	26
3.2.3 Batchversuche mit Biomasse aus der Pilotanlage SBR 2/3 (ZKA)	27
3.2.3.1 Begleitenden Batchversuche.....	27
3.2.3.2 Absetzversuche	29
3.2.3.3 Einfluss von pH – Wert und Ammoniumkonzentration	31
3.2.3.4 Einfluss von Flockungshilfsmittel und Entschäumen auf die Biomasseaktivität	32
3.2.4 Einfluss von Temperatur, Luftvolumenstrom und Lag Phase	33
3.2.5 Studie zu möglichen Hemmstoffen	35
3.2.5.1 LC-MS	35
3.2.5.2 Hydrolyse Versuche.....	35
4 Situation auf der Kläranlage Ingolstadt.....	37
4.1 Ursprüngliche Situation der Prozesswasserbehandlung (PWB).....	37
4.2 Umbau der Prozesswasserbehandlungsanlage	38
4.2.1 Allgemeines.....	38
4.2.2 Wärmedämmung und Wärmeeintrag	39

4.2.3	Belüftungssystem	40
4.2.4	Anpassung der Steuerung	41
4.3	Kostenberechnung	41
4.3.1	Investitionen	41
4.3.2	Betriebskosten	42
4.3.3	Einsparungen durch die Betriebsumstellung auf Deammonifikation	43
5	Erkenntnisse aus dem Betrieb (AP 5)	43
5.1	Einfluss der Belüftungsstrategie	43
5.2	Bedeutung des Feststoffregimes	47
5.3	Einfluss von pH – Wert und Ammoniakhemmung im Betrieb	50
5.3.1	Hemmwirkung durch freies Ammoniak bei hohem pH-Wert im halbtechnischen SBR A 50	
5.3.2	Hemmwirkung durch freien Ammoniak bei hohem pH-Werte in SBR 3 ZKA Ingolstadt	51
5.4	Bewertung der Umsatzleistung	52
5.5	Untersuchung des Energieverbrauchs im Betrieb	53
6	Hinweise für die Bemessung und den Betrieb von Anlagen zur Deammonifikation	56
6.1	Bemessungsgrundlagen	56
6.1.1	Planerische Randbedingungen	56
6.1.2	Grundlegendes Anlagenkonzept	57
6.1.3	Kennwerte Prozessabwasser	58
6.2	Speicher- und Absetzbecken	59
6.2.1	Volumenermittlung	59
6.2.2	Ausführung	59
6.3	SBR-Stufe zur Deammonifikation	59
6.3.1	Grundsätzliches zum SBR-Betrieb	59
6.3.2	Bemessung des Reaktorvolumens	60
6.3.2.1	Überlegungen zur Bemessung einer einstufigen SBR-Anlage mit Deammonifikation	60
6.3.2.2	Ermittlung des Reaktorvolumens über die NH ₄ -N-Raumbelastung	64
6.3.2.3	Überlegungen zu weitergehenden Dimensionierungsansätzen	65
6.3.3	Wärmeerhaltung und Wärmeeintrag	66
6.3.4	Belüftungstechnik	67
6.4	Messtechnische Ausstattung	67
6.5	Anlagenbetrieb	68
6.5.1	Einstellung Belüftungsregime	68
6.5.2	Einstellung ÜS-Abzug	68
6.5.3	Inbetriebnahme	69

7	Zusammenfassung.....	70
8	Literaturverzeichnis.....	71

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1: Nitrifikation/Denitrifikation (links) und Deammonifikation (rechts). AOB: Ammonium-Oxidierende Bakterien, NOB: Nitrit-Oxidierende Bakterien, AnAOB: Anaerob Ammonium-Oxidierende Bakterien, HB: Heterotrophe Bakterien	9
Abbildung 2: Schematische Darstellung (links) und Photographie (rechts) von SBR A	13
Abbildung 3: Auswirkungen einer Nitrithemmung in SBR A (Zugabe von Nitrit) auf die Ammonium Umsatzleistung (schwarze Rauten); Nitritkonzentration (graue Rauten)	15
Abbildung 4: Raumbelastung und Eliminationsleistung der Versuchsanlage (SBR A) während verschiedener Zykluseinstellungen in Phase 2 (Gilbert, 2011).....	18
Abbildung 5: Schematischer Versuchsaufbau eines der beiden identischen Reaktoren im Labormaßstab (SBR B bzw. SBR C)	19
Abbildung 6: Pausenzeiten (pro Zyklus) in SBR B und SBR C	19
Abbildung 7: NO ₃ - N Produktion in den beiden labortechnischen Anlagen (SBR B und SBR C)	20
Abbildung 8: Darstellung der Zykluseinstellung der SBRs zur Deammonifikation auf der ZKA Ingolstadt (SBR 2 und SBR 3). Die Daten sind ebenfalls in Tabelle 9 beschrieben.	22
Abbildung 9: Ammonium (NH ₄ -N) bezogene Raumbelastung (NH ₄ -N Fracht), Ammonium bezogene Umsatzleistung (NH ₄ -N Abbau) und prozentualer Ammoniumabbau (NH ₄ -N Abbau %) in SBR 2	23
Abbildung 10: Nitratproduktion (in Prozent des umgesetzten Ammonium) in SBR 2. Grenzwert Anammox 11 %	23
Abbildung 11: Ammonium bezogene Raumbelastung (NH ₄ -N Fracht), Ammonium bezogene Umsatzleistung (NH ₄ -N Abbau) und prozentualer Ammoniumabbau (NH ₄ -N Abbau %) in SBR 3.....	24
Abbildung 12: Nitratproduktion (in Prozent des umgesetzten Ammoniums) in SBR 3.....	25
Abbildung 13: Aufbau der Batchversuche zur Aktivitätsmessung der Biomasse (AnAOB, anaerobe Ammoniumoxidierer; AOB aerobe Ammoniumoxidierer; NOB Nitritoxidierer) (Gilbert, 2011).....	26
Abbildung 14: In Batchversuchen gemessene Anammoxaktivität, Ammonium- und Nitritoxidationsaktivität und heterotropher Aktivität der Biomasse aus der Versuchsanlage (SBR A) während des kontinuierlichen Betriebs in Phase 2	26
Abbildung 15: Batchversuche mit unterschiedlichen Flockengrößen (Gilbert, 2011).....	27
Abbildung 16: Ergebnisse Batchversuche mit Biomasse aus SBR 2. AOB Ammoniumoxidierer, NOB Nitritoxidierer, AnAOB anaerobe Ammoniumoxidierer.....	28
Abbildung 17: Ergebnisse Batchversuche mit Biomasse aus SBR 3. AOB Ammoniumoxidierer, NOB Nitritoxidierer, AnAOB anaerobe Ammoniumoxidierer.....	29
Abbildung 18: Kennzeichnung der Probenahmestellen für die Batchversuche zur Sedimentation in SBR 3 (Auszug aus dem Verfahrensfließbild Prozesswasseranlage/Umbau SBR 3, 2011).....	30
Abbildung 19: TS/oTS Bestimmung der Proben aus dem Reaktor (links: Probenahme oben) und vom Boden des Reaktor (rechts: Probenahme unten)	30
Abbildung 20: Ergebnisse der NOB Aktivitätstests (Batchversuche) mit Proben aus den Absetzversuchen	31
Abbildung 21: Ergebnisse der AnAOB Aktivitätstests mit Biomasse aus den Absetzversuchen. (2-5 min und 10 -15 min bezeichnen die Mischproben aus dem Klarwasserabzug)	31
Abbildung 22: Batchversuche zum Einfluss von pH-Wert (links) und Ammoniak- (NH ₃) Konzentration (rechts) auf die Aktivität der aeroben Ammoniumoxidierer (AOB) und Nitritoxidierer (NOB).....	32
Abbildung 23: Ergebnisse der direkten Messung des aeroben Ammoniumabbaus. B: Biomasse, Flock: Flockungsmittel, Antisp: Antispumin, Mikro: Mikrokoll.....	33

Abbildung 24: Versuchsschema der Batchversuche zur Untersuchung der Lag- Phase bei verschiedenen Temperaturen und Luftvolumenströmen.....	34
Abbildung 25: Verzögerung der NO ₃ --Produktion nach Belüftungspausen in verschiedenen Biomassen; #1, #2: SBR 2 und 3 ZKA Ingolstadt; #3: Demon [®] SBR KA Heidelberg, # 5: Nitritationsstufe, KA Landshut	34
Abbildung 26: Verzögerung der NO ₃ --Produktion nach Belüftungspausen mit NO ₂ - als einzigem Substrat	35
Abbildung 27: EEM Diagramme der Hydrolyseversuche mit Faulschlamm (aus der SBR Vorlage) und Biomasse aus SBR 3	37
Abbildung 28: Schematische Darstellung der PWB-Anlage (Schreff et al., 2010).....	38
Abbildung 29: Isolierte SBRs 2 und 3, rechts isolierter Speicher mit Schwimmbabdeckung (Wagner, 2012)	40
Abbildung 30: Vergleich der aus den Batch Versuchen errechneten volumenbezogenen Umsatzraten der aeroben Ammoniumoxidierer (AOB) und anaeroben Ammoniumoxidierer (AnAOB) mit der N _{ges} Abbauleistung in SBR 2: links – Vergleich mit der absoluten Umsatzrate aus den Batchversuchen; rechts – Vergleich mit der auf die aerobe Reaktionszeit korrigierte Umsatzrate der Batchversuche	45
Abbildung 31: Vergleich der aus den Batch Versuchen errechneten volumenbezogenen Umsatzraten der aeroben Ammoniumoxidierer (AOB) und anaeroben Ammoniumoxidierer (AnAOB) mit der Nges Abbauleistung in SBR 3: links – Vergleich mit der absoluten Umsatzrate aus den Batchversuchen; rechts – Vergleich mit der auf die aerobe Reaktionszeit korrigierte Umsatzrate der Batchversuche	46
Abbildung 32: Ergebnisse des Gebläse-Tests von Juni 2013 zur Untersuchung des Steigerungspotentials während den Belüftungsphasen (durchgeführt in SBR 3)	47
Abbildung 33: Verlauf der TS-Konzentration und des oTS-Anteils in SBR 2.....	48
Abbildung 34: Gegenüberstellung der Trockensubstanz (TS) im Zulauf mit dem NH ₄ -N Umsatz in SBR 2	48
Abbildung 35: Partikelgrößenverteilung zwischen April und Oktober 2012 in SBR 2.....	49
Abbildung 36: Verlauf der TS-Konzentration und des oTS-Anteils in SBR 3.....	49
Abbildung 37: Zusammenhang zwischen der N _{ges} -Raumbelastung und der Trockensubstanz (TS). links SBR 2; rechts SBR 3	50
Abbildung 38: Auswirkungen der pH-Wert-abhängigen Hemmung von Nitritoxidierern durch freies Ammoniak auf Ammoniumabbau sowie die daran anteilige Nitrit- und Nitratproduktion	51
Abbildung 39: Gegenüberstellung der Ammoniakkonzentration und des abgebauten Ammonium in SBR 3	52
Abbildung 40: Monatlicher Stromverbrauch der gesamten Prozesswasseranlage SBR 1 bis 3, Pilotprojekt Deammonifikation ZKA Ingolstadt (2012/2013).....	54
Abbildung 41: Monatliche Durchsatzleistung der Prozesswasseranlage (aufgeteilt nach Reaktor), Pilotprojekt Deammonifikation ZKA Ingolstadt (2012/2013), SBR 1: N/DN, SBR 2/3: Deammonifikation.....	54
Abbildung 42: Monatlicher Stickstoffumsatz der Prozesswasseranlage (aufgeteilt nach Reaktor), Pilotprojekt Deammonifikation ZKA Ingolstadt (2012/2013), SBR 1: N/DN, SBR 2/3: Deammonifikation.....	55
Abbildung 43: Spezifischer Stromverbrauch bezogen auf den Stickstoffumsatz der Prozesswasseranlage (aufgeteilt nach Reaktor), Pilotprojekt Deammonifikation ZKA Ingolstadt, , SBR 1: N/DN, SBR 2/3: Deammonifikation	56
Abbildung 44: Schematische Darstellung des SBR-Verfahrens zur Prozesswasserbehandlung mittels Deammonifikation.....	57
Abbildung 45: Zyklusprogramm zur Deammonifikation im SBR-Verfahren (SBR 2 und SBR 3 Pilotanlage, ZKA Ingolstadt)	60

Abbildung 46: Angaben zu Umsatzleistungen verschiedener Deammonifikationsanlagen (Literatur) und Daten aus der Pilotanlage ZKA Ingolstadt	64
Abbildung 47: Pilotanlage ZKA Ingolstadt, SBR 1 ohne und SBR 2 und 3 mit Wärmedämmung und Abdeckung, vorne : isolierter Speicher mit Schwimmbdeckung	66

Tabellenverzeichnis

Tabelle 1: Zeitplan des Pilotprojektes mit Arbeitspaketen (AP) und Meilensteinen.....	11
Tabelle 2: Reaktorübersicht: SBR A-C bezeichnen Systeme, die zu gezielten begleitenden Laborversuchen genutzt wurden; SBR 1-3 beziehen sich auf die großtechnischen Reaktoren auf der ZKA Ingolstadt (siehe dazu auch Abbildung 30)	12
Tabelle 3: Beschreibung des Zyklusbetriebs in der Versuchsanlage SBR A.....	14
Tabelle 4: Zusammenfassung der 'Indikatorparameter' für einen Zulaufausfall über 24 h.....	14
Tabelle 5: Zusammenfassung der Warnsignale, der Zeitpunkte der Störungserkennung und mögliche Maßnahmen bei Belüftungsausfall über 24 h (Störung 2).	15
Tabelle 6: Vergleich SBR-Zyklusstrategien: (1) intervallweiser Zulauf, intervallweise Belüftung; (2) intervallweiser Zulauf, kontinuierliche Belüftung; (3) kontinuierlicher Zulauf, intervallweise Belüftung; (4) einmaliger Zulauf, intervallweise Belüftung; (5) einmaliger Zulauf, kontinuierliche Belüftung; aus (Lackner and Horn 2012)	16
Tabelle 7: Mittelwerte der Reaktorkenngrößen bei den verschiedenen Zykluseinstellungen in SBR A	17
Tabelle 8: Reaktordaten der Laborreaktoren (SBR B und SBR C) aus der letzten Betriebsphase (Feb – Mai 2013).....	20
Tabelle 9: Überblick über die Betriebsweise der SBR Reaktoren (Zeitraum Nov. 11 – Jul. 13) .	21
Tabelle 10: Ergebnisse der Batchversuche zum Einfluss der Entschäumer und Flockungsmittel. Die Zehrung wurde ohne und mit Substrat (Ammonium) durchgeführt.....	32
Tabelle 11: Zusammenstellung der mittels LC-MS überprüften potentiellen Nitrifikationshemmer	36
Tabelle 12: Pilotanlage ZKA Ingolstadt, eingesetzte Online Messtechnik (Wagner, 2012)	41
Tabelle 13: Zusammenfassung der Kosten für den Umbau der Prozesswasseranlage auf Deammonifikation (Kostenberechnung Entwurfsplanung, alle Kosten netto)	42
Tabelle 14: Auswertung der Belüftungseinstellungen in SBR 2. Die Reihenfolge der Werte ist nach der Belüftungslänge aufsteigend angegeben und entspricht keiner zeitlichen Abfolge. Der prozentuale Anteil der Belüftungszeit ist auf die Reaktionszeit des jeweiligen Zyklus bezogen. 44	44
Tabelle 15: Auswertung der Belüftungseinstellungen in SBR 3. Die Reihenfolge der Werte ist nach der Belüftungslänge aufsteigend angegeben und entspricht keiner zeitlichen Abfolge. Der prozentuale Anteil der Belüftungszeit ist auf die Reaktionszeit des jeweiligen Zyklus bezogen. 45	45
Tabelle 16: Zusammenfassung der Motorfrequenzsteigerung des Gebläses in SBR 3	46
Tabelle 17: Vergleich mit anderen Anlagen basierend auf Ergebnissen eigener Batchversuche im Jahr 2012	52
Tabelle 18: Einflussparameter auf die Umsatzleistung.....	65

1 Einleitung und Zielsetzung

Die Deammonifikation ist ein zweistufiger autotropher biologischer Prozess zum Abbau von Ammonium. Das Ammonium wird dabei zu ca. 50 % aerob zu Nitrit oxidiert (Nitritation) und danach mit dem gebildeten Nitrit unter anaeroben Bedingungen zu gasförmigem Stickstoff und Nitrat (ca. 11 % des umgesetzten Ammonium) umgewandelt (anaerobe Ammonium Oxidation). Dieser Prozess wurde vor mehr als 15 Jahren als neues Verfahren zur Behandlung hochstickstoffhaltiger Abwässer ($> 500 \text{ mg NH}_4\text{-N l}^{-1}$), wie sie z.B. während der Faulschlamm-entwässerung auf kommunalen Kläranlagen anfallen können, entdeckt. Nach zunächst überwiegend wissenschaftlichen Untersuchungen dieses neuen Prozesses begann vor ca. 5 Jahren auch vermehrt die großtechnische Entwicklung und Umsetzung von Verfahren zur Deammonifikation. Das Verfahren ist wirtschaftlich sehr interessant, weil eine zusätzliche Kohlenstoffquelle zur Stickstoffentfernung wie bei der Denitrifikation nicht nötig ist, bis zu 60 % der Belüftungsenergie eingespart werden kann und auch die Überschussschlammproduktion sehr gering ist. Diese beiden Verfahren mit ihren grundlegenden Prozessen sind in Abbildung 1 dargestellt.

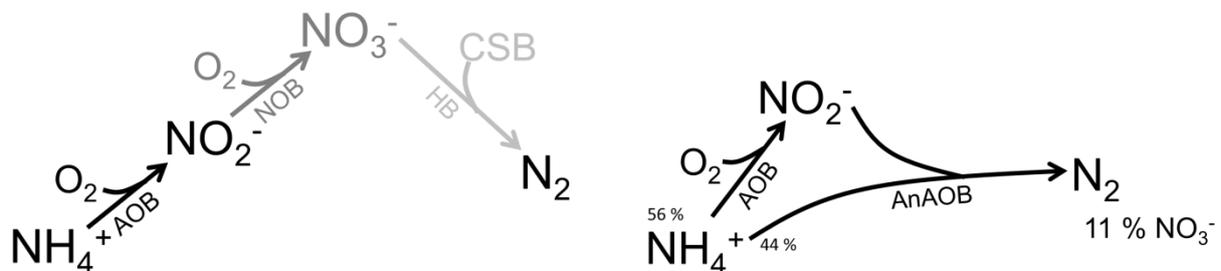


Abbildung 1: Nitrifikation/Denitrifikation (links) und Deammonifikation (rechts). AOB: Ammonium-Oxidierende Bakterien, NOB: Nitrit-Oxidierende Bakterien, AnAOB: Anaerob Ammonium-Oxidierende Bakterien, HB: Heterotrophe Bakterien

Von 2008 bis 2009 wurde im Auftrag des bayerischen Landesamtes für Umwelt von einem Konsortium aus der Universität der Bundeswehr in München (Prof. Günthert), der Hochschule Amberg-Weiden (Prof. Bischof) und der TU München (Prof. Horn) eine Studie zum Thema „Die Kläranlage der Zukunft“ (76 e 97) mit den Themenbereichen Faulgasproduktion, Anaerobtechnik und Deammonifikation erstellt. Ziel der Studie war es, die drei benannten Bereiche dahingehend zu untersuchen, welches Energieeinsparpotential bei entsprechender Umsetzung auf kommunalen Kläranlagen erzielt werden kann.

Die Studie zeigte, dass 2009 bereits einige großtechnische Anlagen zur Deammonifikation in Deutschland in Betrieb waren, oft aber mit wiederkehrenden Störungen des Betriebs zu kämpfen hatten. Auch waren großtechnische Betriebserfahrungen limitiert. Daher konnte einerseits von einer etablierten Verfahrenstechnik gesprochen werden, andererseits waren aber noch nicht alle Unwägbarkeiten dieses attraktiven Verfahrens völlig verstanden.

Der Einsatz der Deammonifikation für die Prozesswasserbehandlung erschien daher aus Sicht des hohen Innovationsgrades und der Umsetzbarkeit als ein lohnenswertes Verfahren, dass auf einer Kläranlage in Bayern im großtechnischen Maßstab umgesetzt werden sollte.

Entsprechend wurde 2010 vom damaligen bayerischen Staatsministerium für Umwelt und Gesundheit das Pilotvorhaben „Deammonifikation“ ausgeschrieben. Bewerben konnten sich bayerische, kommunale Kläranlagen mit einer Ausbaugröße von $> 100000 \text{ EW}$. Gefordert war

ein Konzept, wie auf der Kläranlage der Prozesswasserstrom aus der Schlammentwässerung mit Hilfe einer Deammonifikation zu behandeln sei.

Aus den 12 eingegangenen Bewerbungen wurde dann auf Grundlage der Empfehlung eines Expertengremiums die Zentralkläranlage in Ingolstadt durch das Umweltministerium ausgewählt.

Mit dem Pilotvorhaben sollte dann auf der ZKA Ingolstadt die dortige Prozesswasserbehandlung auf Deammonifikation umgerüstet und in Betrieb genommen werden. Durch die wissenschaftliche Begleitung (zunächst TU München dann das Engler-Bunte-Institut am KIT) sollten mögliche Prozessstörungen aufgeklärt und Regelstrategien für eine stabile Betriebsweise entwickelt werden. Vor allem neue Erkenntnisse über die Einflussgrößen auf Deammonifikationsanlagen im Betrieb und Erfahrungswerte zu Störungen und deren Behebung im Regelbetrieb sollten generiert werden, um bei nachfolgenden Anlagen schnell und gezielt in den Prozess eingreifen zu können. Mit einer Pilotanlage zur Deammonifikation sollte die Einführung dieser innovativen zukunftsweisenden Technik im Bereich der Abwasserbehandlung in Bayern vorangetrieben werden. Betreibern und Ingenieurbüros sollte mit den Ergebnissen des Pilotprojekts die Möglichkeit gegeben werden, die Deammonifikation für die Prozesswasserbehandlung planen und einsetzen zu können.

Dazu wurden sowohl gezielte Labor- und halbtechnische Versuche durchgeführt als auch der Umbau, die Inbetriebnahme und Optimierung der ausgewählten großtechnischen Prozesswasserbehandlung auf der ZKA Ingolstadt wissenschaftlich (Bereich Wasserchemie und Wassertechnologie der DVGW-Forschungsstelle – Kapitel 3 und 5.1 - 5.3) sowie betrieblich-verfahrenstechnisch (Ing.-Büro Dr. Schreff – Kapitel 4, 5.4, 5.5 und 6) begleitet.

2 Zeitlicher Ablauf des Vorhabens mit Meilensteinen

Das Pilotvorhaben „Deammonifikation“ gliedert sich in 2 große Projektabschnitte, in denen zum einen Arbeiten im Labor durchgeführt wurden, um erweiterte Kenntnisse über die Prozesse bei der Deammonifikation unter Berücksichtigung der Gegebenheiten auf der ZKA Ingolstadt (Prozesswasser, bauliche Gegebenheiten, Verfahren) in Modellsystemen zu generieren. Zum anderen wurde die bestehende Prozesswasserbehandlung in 2 von 3 SBRs auf Deammonifikation umgerüstet und die Inbetriebnahme intensiv begleitet. Der Zeitplan des Projekts mit den Arbeitspaketen (AP) und Meilensteinen ist in Tabelle 1 zusammengefasst. Im ersten Jahr (Dez. 2010 – Sept. 2011) wurden im Wesentlichen die Planungsgrundlagen für die großtechnische Umsetzung der Deammonifikation (Pilotanlage) auf der ausgewählten kommunalen Kläranlage (ZKA Ingolstadt) geschaffen. Dabei wurden zwei bestehende SBR Reaktoren auf Deammonifikation umgerüstet. Erkenntnisse zum Betrieb und potentielle Störungen auf einer solchen Anlage wurden im Labor untersucht und ermittelt (AP 1 und 2).

Im zweiten und dritten Jahr (Okt. 2011 – Jul. 2013) wurde dann die Pilotanlage betrieben und der Betrieb in Zusammenarbeit von Betreiber, Ingenieurbüro und Universität optimiert (AP 3 und 5). Während dieser Phase wurden Betriebs- und Regelstrategien getestet und bewertet. Parallel wurden mit dem gleichen Prozesswasser Versuche im Labormaßstab durchgeführt (AP 4), um gezielte Fragestellungen (z.B. Belüftungsregime) zu untersuchen. Zusätzlich wurden im Labor Batchtests durchgeführt, um mögliche Störungen der Deammonifikation und Einflussfaktoren aufzuklären (AP 6).

Tabelle 1: Zeitplan des Pilotprojektes mit Arbeitspaketen (AP) und Meilensteinen

	Arbeitspakete	Meilensteine
Phase 1: Planung, Umbau und Vorversuche Dez 2010 – Sept. 2011	AP 1 Betrieb eines SBR mit Prozesswasser der ZKA Ingolstadt Erarbeitung einer geeigneten Regelstrategie Untersuchung potentieller Störfälle zum Test und zur Optimierung der Regelstrategie	Wärmedämmung und Umbau (und Anpassung der Mess- und Regeltechnik) Erkenntnisse zum Reaktorbetrieb und zu möglichen Störungen aus den Laborversuchen
	AP 2 Zusammenstellung der Planungsdaten für die Pilotanlage - Raumbelastung - Zyklenstrategie - notwendige Regeltechnik	
Phase 2: Inbetriebnahme, Monitoring und ergänzende Laborversuche Okt. 2011 – Juni 2013	AP 3 Monitoring der Pilotanlage Auswertung der Messdaten und Optimierung des Betriebs Durchführung von Batchversuchen zur Messung der Biomasseaktivität	Ergebnisse zum Betrieb der Pilotanlage auf der ZKA Ingolstadt Erkenntnisse zur Biomasseaktivität aus Batchversuchen
	AP 4 Betrieb zweier Labor-SBRs zur Untersuchung der Belüftungsstrategie	
	AP 5 Test/Optimierung der Regelstrategie in Ingolstadt	Erkenntnisse zur optimalen Betriebsstrategie (Belüftungsintervalle, Intensität, O ₂ – Konzentrationen, Feststoffregime)
	AP 6 Batchversuche zum Einfluss verschiedener Parameter: pH, NH ₃ , Lag-Phase	Ergebnisse zum Einfluss der untersuchten Faktoren auf die Biomasseaktivität

3 Ergebnisse der wissenschaftlichen Untersuchungen

3.1 Reaktorbetrieb

In diesem Kapitel sind alle relevanten Ergebnisse zum Reaktorbetrieb im Labormaßstab und im halbtechnischen Maßstab sowie auf der Pilotanlage zusammengefasst. In Tabelle 2 sind die unterschiedlichen Reaktorsysteme und deren Bezeichnung im späteren Verlauf zusammengestellt.

Tabelle 2: Reaktorübersicht: SBR A-C bezeichnen Systeme, die zu gezielten begleitenden Laborversuchen genutzt wurden; SBR 1-3 beziehen sich auf die großtechnischen Reaktoren auf der ZKA Ingolstadt (siehe dazu auch Abbildung 28)

Reaktor #	Beschreibung	Größe	Kapitel
SBR A	halbtechnischer Maßstab	150 L	3.1.1, 3.2.2 5.3.1
SBR B SBR C	Labormaßstab	2 x 4,5 L	3.1.2
SBR 1 SBR 2 SBR 3	Nitrifikation / Denitrifikation Deammonifikation – großtechnisch Deammonifikation – großtechnisch	560 m ³ 560 m ³ 560 m ³ Vorlage: 250 m ³ Speicher: 1100 m ³	3.1.3, 3.2.3 4, 5, 6

3.1.1 Halbtechnische Versuchsanlage (SBR A) (AP 1)

Von Sept. 2010 bis Nov. 2011 wurde ein SBR (SBR A) zur Deammonifikation mit dem Prozesswasser der ZKA Ingolstadt betrieben. Ziele dieses halbtechnischen Betriebs waren:

- Untersuchung der Auswirkung von Prozessstörungen auf den Betrieb,
- Möglichkeiten zur Leistungssteigerung durch Anpassung des SBR Zyklus.

Die Ergebnisse dieser Versuche werden in den folgenden Abschnitten erläutert.

3.1.1.1 Versuchsaufbau (SBR A)

Die Versuchsanlage bestand aus einem SBR (150 l) mit einem Vorlagetank (1,5 m³), zentral gesteuert mit einer Siemens Logo!. Der SBR, dargestellt in Abbildung 2, wurde über eine Heizschlange konstant auf 30 °C temperiert. Die Belüftung erfolgte über zweimal zwei Belüfterkerzen (Porenweite 4 µm), die über ein Magnetventil mit Druckluft versorgt wurden. Über einen Schwebekörperdurchflussmesser (0-1000 l/h) konnte die Luftmenge manuell eingestellt werden. Ein zentral gesteuertes Rührwerk (60-2000 U/min) durchmischte den Reaktorinhalt in den Belüftungspausen. Der Zulauf wurde dem Reaktor über eine Rezirkulationsleitung mit einem Edelstahlsieb (1,5 mm) zugeführt und entweder zeitlich oder über den maximalen Füllstand (Schwimmer-Schalter) gesteuert. Der Klarwasserabzug erfolgte mittels einer Ablaufpumpe über ein von oben in den SBR eingehängtes Rohr, mit dem die Abzugshöhe variiert werden konnte. Die Laufzeit der Ablaufpumpe wurde über das Erreichen des minimalen Füllstandes oder des maximalen Zeitintervalls begrenzt. Überschussschlamm wurde während des

Untersuchungszeitraumes nicht abgezogen. Zum Monitoring wurden folgende Parameter online gemessen und aufgezeichnet: Konzentration an O_2 , NH_4^+ und NO_3^- sowie Leitfähigkeit, Temperatur, Redoxpotential (ORP) und pH-Wert.

Der SBR Betrieb war in 4 Zyklen pro Tag zu je 6 h unterteilt (siehe auch

Tabelle 3). Die Reaktionszeit pro Zyklus belief sich auf 5,4 h je Zyklus. Jeder Zyklus bestand aus 4 Intervallen mit je einer Zulaufphase, einer Mischphase, und einer Belüftungsphase. Am Ende des letzten Intervalls folgt eine Nachrührzeit von 20 (bzw. 25) min. Die Absetzzeit betrug 30 min, für den Klarwasserabzug waren 8 min eingeplant.

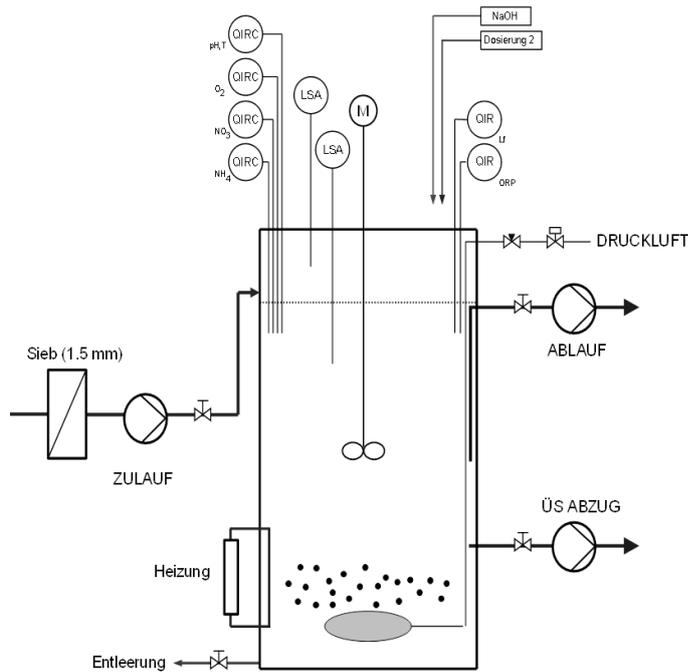


Abbildung 2: Schematische Darstellung (links) und Photographie (rechts) von SBR A

Der Betrieb in Phase 1 und Phase 2 unterscheidet sich hauptsächlich durch die Zulaufzeit. In Phase 1 wurde der Zulauf je Intervall in 2 min zugeführt. Da dies aber auf der großtechnischen Anlage in Ingolstadt nicht umgesetzt werden kann, wurde versucht, den Zulauf den dortigen Gegebenheiten anzupassen und die Zulaufzeit auf 15 min gestreckt.

Im Rahmen des Arbeitspaket 1 (AP 1) erfolgte die Inbetriebnahme der halbtechnischen Versuchsanlage am Institut. Phase 1 (Sept. 2010 – Mär. 2011) wird als Optimierungsphase betrachtet. In Phase 2 (ab April 2011) hatte sich stabiler Betrieb eingestellt, und die Versuche zu den Prozessstörungen und der Betriebsstrategie wurden durchgeführt.

Tabelle 3: Beschreibung des Zyklusbetriebs in der Versuchsanlage SBR A

Intervall #	Phase	Phase 1 (Sep 10 – Mär 11)	Phase 2 (Apr 11 – Sept. 11)
Intervall 1-4	Zulauf	2 min	15 min
	Mischen	18 min	10 min
	Belüften	55 min	50 min
	Mischen	20 min	25 min
	Absetzen	30 min	30 min
	Ablauf	8 min	8 min
	Reaktionszeit	5,3 h	5,4 h
	Zykluszeit	6 h	6 h

3.1.1.2 Untersuchung der Störungen (SBR A)

Als mögliche Prozessstörungen wurden der Ausfall des Zulaufs, der Ausfall der Gebläse und eine Nitritanreicherung initiiert und untersucht (Lackner and Horn 2012).

Als erste Störung wurde ein Zulaufausfall über 24 h (4 Zyklen) durchgeführt. Dabei sollte untersucht werden, welche der Onlineparameter zur Erkennung dieser Störung herangezogen werden können. Der Zulaufausfall zeigte sich am deutlichsten in der Abnahme der Ammoniumkonzentration, im Anstieg des ORP und der Sauerstoffkonzentration. Bereits nach einem Zyklus (6 h) war das Ammonium im System aufgebraucht und bedingte dadurch einen Anstieg des Sauerstoffgehalts und des ORP.

In Tabelle 4 sind die Onlinemesswerte zusammengefasst, die als Warnwerte für die frühzeitige Erkennung einer Störung herangezogen werden können. Alle in Frage kommenden Parameter zeigten bereits im ersten Zyklus eine mögliche Störung an. Am schnellsten war die Störung jedoch mit dem ORP zu erkennen.

Tabelle 4: Zusammenfassung der 'Indikatorparameter' für einen Zulaufausfall über 24 h.

Signal	Warnung	Mögliches Erkennen der Störung	Maßnahmen (Steuerung)
NH ₄ -N [mg/l]	< 20	nach 220 min	Belüftung aus
ORP [mV]	> 100	nach 200 min	Belüftung verringern/aus
O ₂ [mg/l]	> 1	nach 255 min	Belüftung aus

Die 2. Störung (Belüftungsausfall, ebenfalls über 24 h (4 Zyklen)) sollte zeigen, welche Parameter neben der Sauerstoffkonzentration noch als Indikatoren dienen können. Der Verlauf dieser Störung zeigte neben einem stetigen Anstieg der Ammoniumkonzentration und dem Abfall der Nitratkonzentration auch eine deutliche Reaktion des ORP. Schon in den ersten beiden Zyklen stieg das ORP nicht mehr über 0 mV. Zu Beginn des 3. Zyklus sank das ORP steil auf unter -400 mV, was eindeutig den Umschlag vom anoxischen ins anaerobe Milieu signalisierte.

Um einen Ausfall der Belüftung frühzeitig zu erkennen, können die Onlinemessdaten herangezogen werden. Tabelle 5 fasst die in diesem Zusammenhang nützlichsten Signale

zusammen. Aus dieser Auflistung wird deutlich, dass wieder das ORP am schnellsten reagierte und die Störung im Betrieb deutlich anzeigte. Die Ammoniumkonzentration und die elektrische Leitfähigkeit unterstützten, wenn auch mit deutlicher Verzögerung, das Erkennen der Störung. Es ist ebenfalls festzuhalten, dass beide Störungen keine nennenswerte Beeinträchtigung des weiteren Betriebs verursacht haben. Nach Beheben der Störungen und dem Wiedereinstellen der Ausgangsbedingungen konnte der Normalbetrieb sofort stabil fortgesetzt werden.

Tabelle 5: Zusammenfassung der Warnsignale, der Zeitpunkte der Störungserkennung und mögliche Maßnahmen bei Belüftungsausfall über 24 h (Störung 2).

Signal	Warnung	Mögliches Erkennen der Störung	Maßnahmen (Steuerung)***
NH ₄ -N [mg/l]	> 100	nach 225 min	Zulauf aus
ORP [mV]	< -80	nach 85 min	Zulauf aus
Lf [mS/cm]	> 2,36*	nach 224 min	Zulauf aus
pH [-]	> 7,75**	nach 795 min	Zulauf aus

* +20% des Durchschnittswertes bei Normalbetrieb

** +5% des Durchschnittswertes bei Normalbetrieb

*** ein Abschalten des Zulaufs verhindert nur eine weitere Verschlechterung der Werte, eine Verbesserung kann nur durch die Wiederherstellung der Belüftung erreicht werden.

Als 3. Störung wurde die Zugabe von Nitrit getestet. Da es nicht gelang, eine Nitrit-Akkumulation im Betrieb herbeizuführen, wurde das Nitrit intervallweise mit dem Zulauf zudosiert. Die Zugabe wurde über 2 Zyklen (8 Intervalle) durchgeführt und erreichte bei Vernachlässigung jeglichen biologischen Abbaus theoretisch 880 mg-N l⁻¹. Die Belüftung war während des gesamten Versuchszeitraums ausgeschaltet.

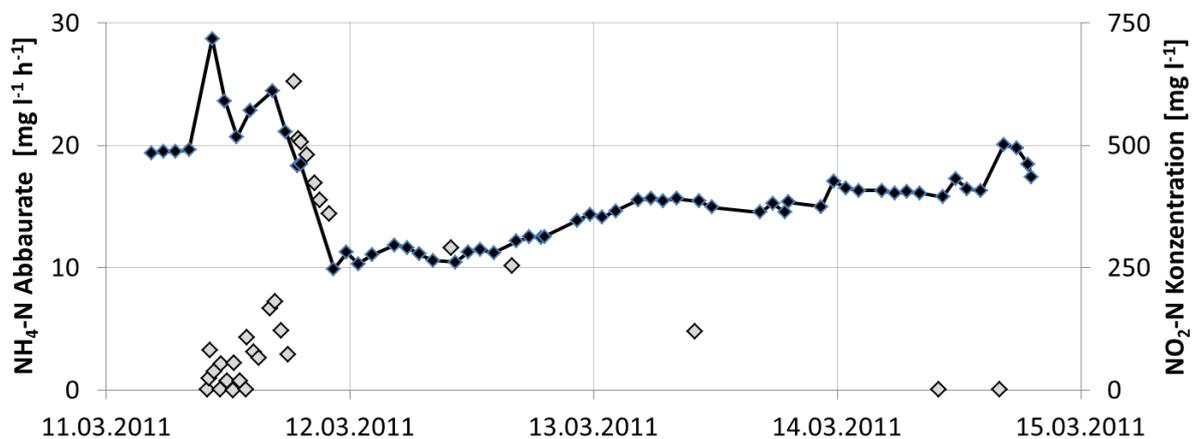


Abbildung 3: Auswirkungen einer Nitrit-Hemmung in SBR A (Zugabe von Nitrit) auf die Ammonium-Umsatzleistung (schwarze Rauten); Nitritkonzentration (graue Rauten)

Eine Beeinträchtigung des Ammoniumabbaus durch die hohen Nitritkonzentrationen lässt sich aus Abbildung 3 erkennen. Die Ammoniumabbaurate nahm bei Anstieg der Nitritkonzentration auf über 20 mg/L stark ab, stieg dann aber mit sinkenden Nitritwerten langsam wieder an. Eine längere Beeinträchtigung der Abbauleistung nach vollständigem Abbau des Nitrits war nicht zu erkennen.

Festzuhalten ist aber, dass durch die Gasproduktion auch während der Absetzphase (Aktivität durch das vorhandene Nitrit) erheblicher Schlammabtrieb zu beobachten war.

Eine ausführliche Darstellung des Redoxpotentials als möglicher Steuerungsparameter findet sich in einer aus diesen Daten hervorgegangenen Veröffentlichung (Lackner and Horn 2012).

3.1.1.3 Optimierung des Reaktorbetriebes (Phase 1 und Phase 2)

Während der Einfahrphase (Phase 1) lagen sowohl die $\text{NH}_4\text{-N}$ als auch die $\text{NO}_3\text{-N}$ Konzentrationen in den ersten 15 Wochen über 100 mg l^{-1} . Ab KW 50 (2010) stellte sich aber ein stabiler Betrieb mit Ablaufkonzentrationen unter 100 mg l^{-1} ein. Die Ammonium-Raumbelastung in diesem Zeitraum lag bis KW 50 (2010) im Durchschnitt bei $0,18 \pm 0,02 \text{ kg-N m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ mit einer Abbauleistung von 87 %. Nach Erreichen des stabilen Betriebs konnten Raumbelastungen von durchschnittlich $0,45 \pm 0,09 \text{ kg-N m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ und Abbauleistungen von 92 % erreicht werden.

In Phase 2 sollte getestet werden, inwieweit eine Optimierung des SBR-Zyklus zu einer Leistungssteigerung führt. Dazu wurden im ersten Schritt die Beschickungs- und Belüftungsdauer variiert. Die Ergebnisse dieser Versuche sind in Tabelle 6 dargestellt. Aus diesen Daten wurde ersichtlich, dass insbesondere was die Nitratproduktion anging intervallweiser Betrieb (Zulauf und Belüftung) am günstigsten ausfielen. Kontinuierliche Belüftung brachte höheren Ammoniumumsatz, sie barg aber auch die Gefahr einer zu hohen Nitratproduktion. Einmaliger Zulauf hat sich aufgrund des pH-Wert Abfalls nicht als gute Alternative angeboten.

Tabelle 6: Vergleich SBR-Zyklusstrategien: (1) intervallweiser Zulauf, intervallweise Belüftung; (2) intervallweiser Zulauf, kontinuierliche Belüftung; (3) kontinuierlicher Zulauf, intervallweise Belüftung; (4) einmaliger Zulauf, intervallweise Belüftung; (5) einmaliger Zulauf, kontinuierliche Belüftung; aus (Lackner and Horn 2012)

#	Einheit	(1)	(2)	(3)	(4)	(5)
ΔpH	-	0,16	0,3	0,08	0,36	0,84
ΔORP	mV	119	56	128	130	211
$\text{NH}_4\text{-N}$	g-N Zyklus^{-1}	15,5	19,1	16,0	16,9	25,6
$\text{NO}_3\text{-N}$	g-N Zyklus^{-1}	2,6	5,6	3,5	3,6	8,5
$\text{NO}_3\text{-N}_{\text{produziert}} / \text{NH}_4\text{-N}_{\text{abgebaut}}$	%	16,9	29,1	21,8	21,0	33,2

Da sich der intervallweise Betrieb des Zulaufs als optimale Variante dargestellt hat, wurde im nächsten Schritt eine weitere Optimierung der Umsatzleistung bei unterschiedlichen Belüftungseinstellungen getestet (Gilbert, 2011). Die untersuchten Einstellungen und die jeweiligen Betriebsergebnisse sind in Tabelle 7 zusammengefasst. Der SBR wurde zunächst weiter mit der Grundeinstellung von vier Zyklen pro Tag mit jeweils vier Intervallen betrieben (Zykluseinstellung I). Um mehr Sauerstoff für das Wachstum der Ammoniumoxidierer (AOB) zur Verfügung zu stellen und damit den Umsatz zu steigern, wurde der Belüftungsanteil pro Zyklus von 56 % auf 67 % erhöht (Zykluseinstellung II und IV). Zur Untersuchung der Auswirkungen eines geringeren Konzentrationsgefälles durch häufigere Beschickungen (und

eine mögliche Begünstigung oder Benachteiligung der Nitritoxidierer (NOB)) wurde die Anzahl der Intervalle verdoppelt (Zykluseinstellung III). Als letzter Schritt wurde die Sauerstoffverfügbarkeit durch zusätzliche Durchmischung erhöht und damit ein verbesserter Stoffübergang während der Belüftungsphasen erreicht (Zykluseinstellung IV). Diese Einstellungen mit den dazugehörigen Ergebnissen sind in Tabelle 7 zusammengefasst.

Abbildung 4 zeigt den Verlauf von Raumbelastung und Ammonium- und Gesamtstickstoffelimination während der verschiedenen Zykluseinstellungen.

Zykluseinstellung I diente mit einem mittleren Belüftungsanteil als Referenzeinstellung für die Auswirkungen der nachfolgend ausgetesteten Zykluseinstellungen. Mit längeren Belüftungsphasen und dem damit höheren prozentualen Belüftungsanteil in der Zykluseinstellung II konnte die Raumbelastung in Folge des höheren Belüftungsanteils gesteigert werden. Gleichzeitig ließ aber der Gesamtwirkungsgrad wegen einer höheren Nitratproduktion deutlich nach, und es wurden nur noch 78 % N_{ges} eliminiert. Die Verdopplung der Intervallanzahl von 4 auf 8 pro Zyklus bei gleichbleibendem Belüftungsanteil in Zykluseinstellung III ließ die Wirkungsgrade unverändert. Allerdings musste durch die nachlassende Umsatzleistung die Raumbelastung reduziert werden. Der höhere Sauerstoffeintrag in Zykluseinstellung IV führte bei allen Kenngrößen zu den ungünstigsten Werten des gesamten Untersuchungszeitraumes.

Tabelle 7: Mittelwerte der Reaktorkenngrößen bei den verschiedenen Zykluseinstellungen in SBR A

	Zyklus I	Zyklus II	Zyklus III	Zyklus IV
Reaktionsvolumen [l]	145 ± 1	150 ± 1	146 ± 2	143 ± 6
Reaktionszeit [min]	325	315	315	315
Intervalleinstellung [min]	4 x 50	4 x 60	8 x 30	4 x 60*
Belüftungsanteil [%]	56	67	67	67
Austauschverhältnis [%]	11,4 ± 0,7	14,2 ± 0,4	11,6 ± 1,4	9,4 ± 3,7
Hydraulische Verweilzeit [d]	2,2 ± 0,1	1,8 ± 0,05	2,2 ± 0,3	3,1 ± 1,2
NH_4 - Raumbelastung [$kg-N m^{-3} d^{-1}$]	0,40 ± 0,03	0,48 ± 0,01	0,38 ± 0,05	0,29 ± 0,11
NH_4 - Schlammbelastung [$kg-N kg^{-1} TS d^{-1}$]	79 ± 9	101 ± 5	89 ± 14	57 ± 20
NH_4 - Wirkungsgrad [%]	96 ± 2	95 ± 2	93 ± 3	84 ± 13
N_{ges} - Wirkungsgrad [%]	90 ± 2	78 ± 4	76 ± 5	55 ± 12
Anteilige Nitratproduktion [%]	6 ± 2	17 ± 3	18 ± 3	34 ± 10

* Rühren auch in den belüfteten Phasen (Dauerrühren)

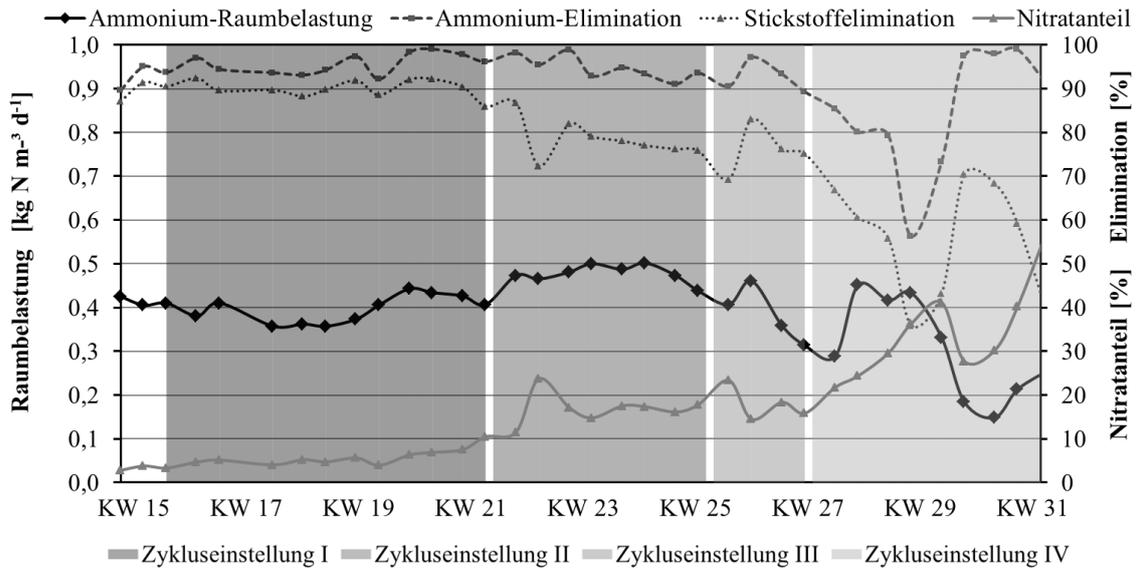


Abbildung 4: Raumbelastung und Eliminationsleistung der Versuchsanlage (SBR A) während verschiedener Zykluseinstellungen in Phase 2 (Gilbert, 2011).

Die Ergebnisse des Betriebs dieser halbtechnischen Anlage zeigen, dass die Deammonifikation ein stabiler Prozess ist, der auch nach Störungen ohne große Schwierigkeiten wieder angefahren werden konnte. Der intervallweise Zyklusbetrieb hat sich ebenso als vorteilhaft herausgestellt. Die besten Umsatzleistungen konnten bei kontinuierlicher Belüftung (bei einem Belüftungsanteil von 67%) erreicht werden. Für die großtechnische Umsetzung empfiehlt sich daher ein intervallweiser Betrieb mit kontinuierlicher Belüftung bei einer Sauerstoffkonzentration $< 0,3 \text{ mg l}^{-1}$.

3.1.2 Betrieb von zwei Laborreaktoren (SBR B und C) (AP 4)

Dieser Versuchsstand bestand aus zwei identischen 4,5 L SBRs (Abbildung 5). Beide Reaktoren wurden von August 2012 bis Mai 2013 betrieben, wobei die ersten 3 Monate als Einfahrphase genutzt wurden. Das Prozesswasser (der ZKA Ingolstadt) wurde in einem 60 L Tank gespeichert, der als Vorlage für beide Reaktoren zum Einsatz kam. Das Prozesswasser wurde über jeweils 2 Zulaufpumpen in die Reaktoren gepumpt, das Klarwasser mit 2 weiteren Ablaufpumpen über ein höhenverstellbares Edelstahlrohr abgezogen. Die Durchmischung der Reaktoren wurde durch Magnetrührplatten hergestellt.

Die Belüftung erfolgte mittels Druckluft, wobei der Luftvolumenstrom über Schwebekörper-Durchflussmesser eingestellt und abgelesen wurde. Die Regelung der Temperatur erfolgte durch elektrische Heizstäbe. Zur Erfassung von Online-Messdaten waren im Reaktor seitlich sieben und im Deckel eine Öffnungen zum Einschrauben von Sonden angebracht. Zum Monitoring wurden folgende Parameter online gemessen und aufgezeichnet: Konzentration an O_2 , NH_4^+ und NO_3^- sowie Leitfähigkeit, Temperatur, Redoxpotential und pH-Wert.

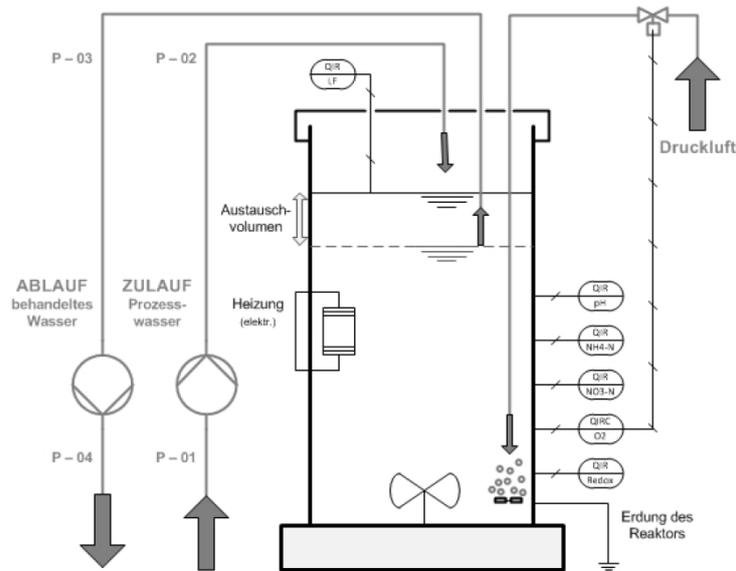


Abbildung 5: Schematischer Versuchsaufbau eines der beiden identischen Reaktoren im Labormaßstab (SBR B bzw. SBR C)

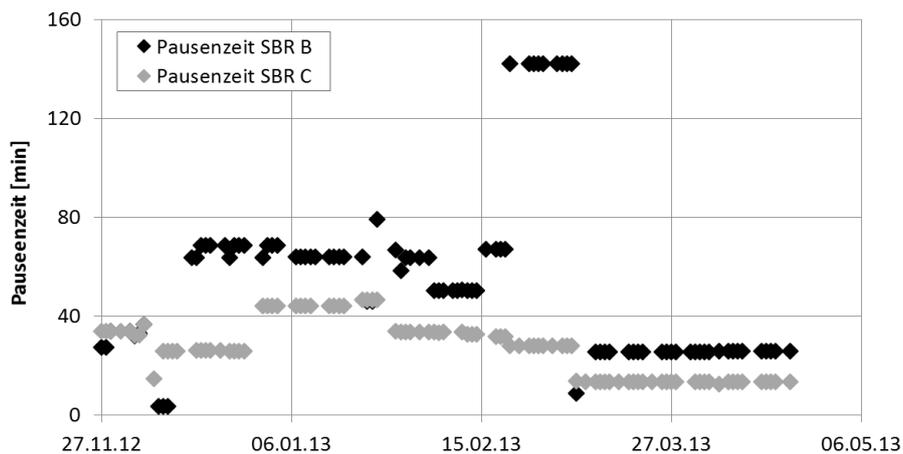


Abbildung 6: Pausenzeiten (pro Zyklus) in SBR B und SBR C

Im ersten Versuchsabschnitt (bis ca. 25.02.2013) wurde untersucht, welche Pausenzeiten (im Zyklus), bei gleicher Belüftungslänge und -intensität, am günstigsten für Umsatzleistung und Nitratproduktion sein würden (Abbildung 6). Da es anfänglich immer wieder zu Störungen im Betrieb kam, waren die Ergebnisse nicht immer eindeutig. Es hat sich aber gezeigt, dass eine längere Pausenzeit wie in SBR B angewandt zu einer niedrigeren Nitratproduktion führt (Abbildung 7).

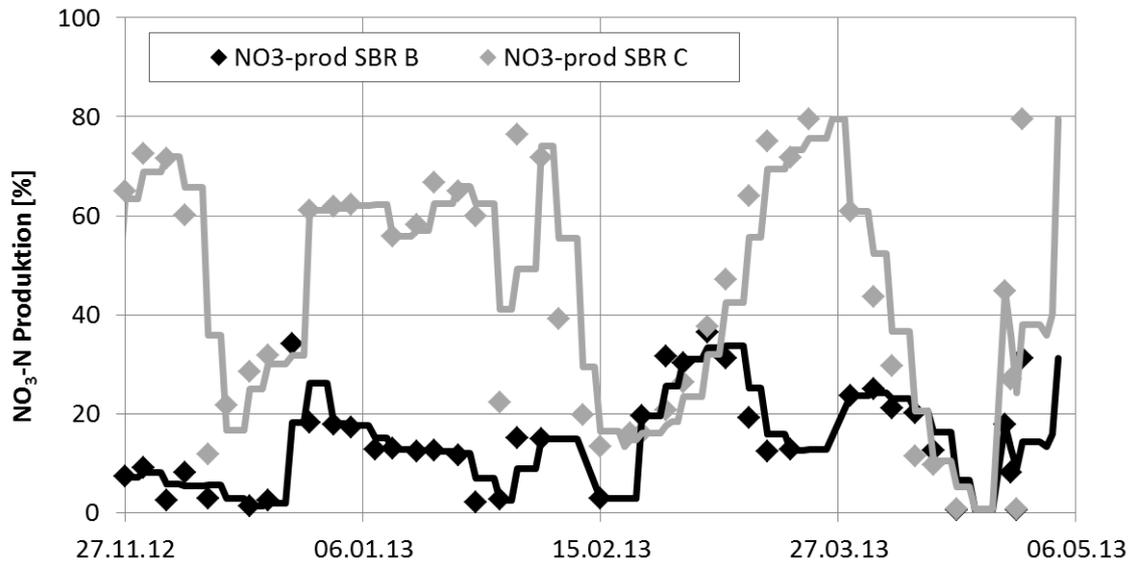


Abbildung 7: NO₃-N Produktion in den beiden labortechnischen Anlagen (SBR B und SBR C)

Tabelle 8: Reaktordaten der Laborreaktoren (SBR B und SBR C) aus der letzten Betriebsphase (Feb – Mai 2013)

Reaktor		Belüftung	Pause	N _{ges} - Raum belastung	Abbau N _{ges}	Abbau NH ₄ -N	NO ₃ -N / NH ₄ -N
		min	min	[kg-N m ⁻³ d ⁻¹]	[%]	[%]	[%]
SBR B	Mittelwert	5 / 10	24 / 24,7	0,24 ± 0,11	51 ± 31	81 ± 17	18 ± 8
	Maximalwert			0,45	85	98	31
SBR C	Mittelwert	2,5 / 5	12 / 12,3	0,18 ± 0,06	22 ± 16	77 ± 14	45 ± 26
	Maximalwert			0,3	62	95	80

Im letzten Versuchsabschnitt (Ende Februar bis Anfang Mai 2013) wurde untersucht, inwieweit sich ein unterschiedliches Belüftungsregime, insbesondere Einstellungen mit Intervallbelüftung auf den Reaktorbetrieb auswirken. Dabei wurde die Belüftungszeit insgesamt konstant gehalten. Die Ergebnisse (Tabelle 8) zeigten deutlich die Vorteile einer kurzen intensiven Belüftung mit einer Pausenzeit von > 24 min, sowohl bei der Umsatzleistung als auch der Nitratproduktion. Im Vergleich dazu ergab eine kurze Pausenzeit von 12 min eine deutlich höhere Nitratproduktion und auch eine geringere Abbauleistung. Eine kontinuierliche Belüftung mit niedrigen Sauerstoffkonzentrationen konnte nur kurz getestet werden, zeigte aber etwas mehr Nitratproduktion. Aus diesen Laborversuchen lässt sich der Puls/Pause Betrieb mit kurzen intensiven Belüftungsphasen und Pausen > 15 min als günstige Einstellung festhalten.

3.1.3 Monitoring der Pilotanlage (SBR 2 und SBR 3 der ZKA Ingolstadt), AP 3

Auf der ZKA Ingolstadt werden zur Prozesswasserbehandlung 3 SBR Reaktoren betrieben: SBR 1 als klassische Nitrifikation/Denitrifikation, und SBR 2 und 3 seit November 2011 als Deammonifikation. Diese beiden Reaktoren werden im Intervallbetrieb gefahren. Abbildung 8 zeigt schematisch den Verlauf eines SBR-Zyklus für die Anwendung bei der Deammonifikation. Die SBRs werden mit 4 Zyklen pro Tag á 6 h gefahren. Die Abfolge der in der Programmierung hinterlegten Schritte ist in Tabelle 9 zusammengestellt. Jeder Zyklus ist weiterhin in 4 Intervalle unterteilt. Diese Intervalle bestehen aus der Füllphase mit Schritt 1 (Füllen und Rühren), und Schritt 2 (Füllen und Belüften, optional), gefolgt von der Belüftungsphase (Schritt 3). Die Belüftung erfolgt im Puls/Pause Betrieb, da die Gebläsekapazität für eine kontinuierliche Belüftung bei mittlerer und maximaler Belastung dimensioniert werden musste. Daher war der Lufteintrag für die Anfahrphase zu hoch. Den 4 Intervallen (getrennt durch Schritt 4 (Rücksprung) schließen sich eine Nachrührphase (Schritt 6), die Sedimentationsphase (Schritt 7) und der Klarwasserabzug (Schritt 8) an. Die Option Füllen nach der Belüftungsphase (Schritt 5) wurde nicht genutzt.

Tabelle 9: Überblick über die Betriebsweise der SBR Reaktoren (Zeitraum Nov. 11 – Jul. 13)

Schritt	Bezeichnung	SBR 2	SBR 3
-	Zyklen pro Tag	4	4
-	Intervalle pro Zyklus	4	4
1	Füllen und Rühren	10 - 14 min	8 - 14 min
2	Füllen und Belüften	1 min	1 min
3	Belüften (Puls/Pause)	63 - 72 min	65 - 72 min
4	Rücksprung	1 min	1 min
5	Füllen 2	1 min	1 min
6	Rühren	6 - 27 min	5 - 19 min
7	Sedimentation	1 - 30 min	8 - 40 min
8	Klarwasserabzug	7 - 21 min	4 - 16 min
9	Pause	1 - 2 min	1 - 4 min

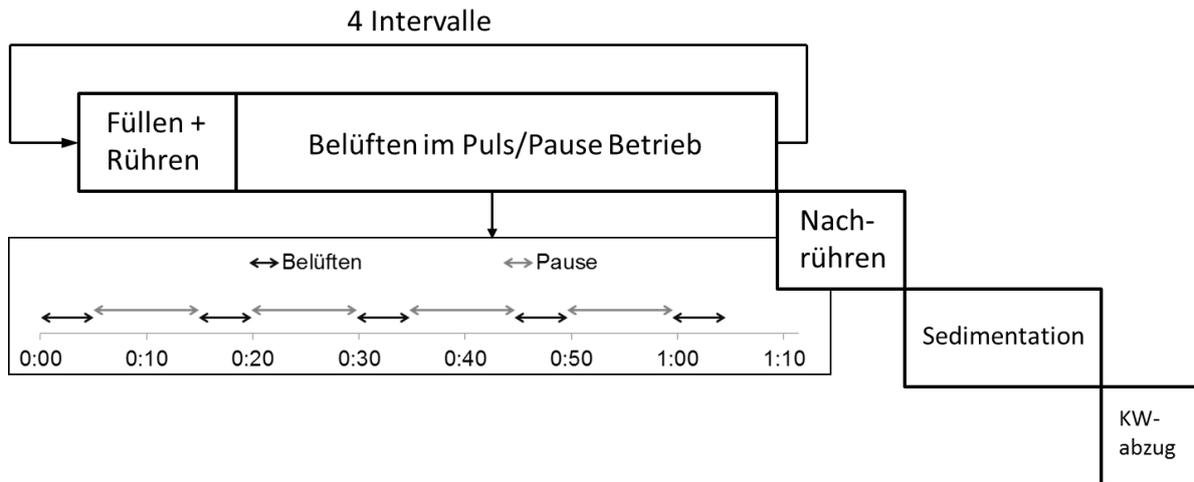


Abbildung 8: Darstellung der Zykluseinstellung der SBRs zur Deammonifikation auf der ZKA Ingolstadt (SBR 2 und SBR 3). Die Daten sind ebenfalls in Tabelle 9 beschrieben.

3.1.3.1 SBR 2 (seit Inbetriebnahme im Nov 2011)

SBR 2 wurde nach Abschluss der Umbauarbeiten durch Befüllen mit Schlamm der Kläranlage Gütersloh am 25. und 27.10 (mit je 22 m³) angefahren. Im Vorfeld wurde der SBR (maximales Volumen 560 m³) sukzessive mit warmem Brauchwasser (bis ca. 200 m³) und Prozessabwasser (ca. 50 m³) gefüllt.

Auf der Kläranlage Gütersloh – Putzhagen (150.000 EW) wird Prozesswasser deammonifiziert. Ursprünglich wurde ein nicht mehr benötigter Schlammstapelbehälter zur Prozesswasserbewirtschaftung und Teilnitrifizierung umgerüstet, da Probleme mit Ammoniumspitzen aufgetreten waren. Bereits nach kurzem Betrieb wurden im Ablauf des Behälters sehr gute Ablaufwerte erzielt, wobei kaum Nitrit oder Nitrat im Ablauf nachgewiesen werden konnten. Eine Analyse mittels Gensonden ergab 2007 einen Anteil von 2 % Planctomyceten im Schlamm.

In Abbildung 9 ist die Umsatzleistung von SBR 2 über den gesamten Projektzeitraum (Nov. 2011 – Jul. 2013) als NH₄-N Raumbelastung, abgebautes Ammonium (NH₄-N) und prozentualer NH₄-N Abbau dargestellt. Nach anfänglich stagnierenden Umsatzleistungen mit einem Rückgang des NH₄-N Abbaus von 80 % auf etwas weniger als 40 % in den ersten 2 Monaten (Nov. – Dez. 2011) konnte eine stetige Steigerung der Umsatzleistung von 0,01 kg-N m⁻³ d⁻¹ auf 0,11 kg-N m⁻³ d⁻¹ Ende März 2012 erreicht werden.

In den darauffolgenden Monaten wurden im April 2012 und nochmals im Juni 2012 rückläufige Umsatzraten beobachtet. Ende Juni 2012 sank die NH₄-N Abbauleistung auf 0,01 kg-N m⁻³ d⁻¹. Mögliche Ursachen werden in Kapitel 5 noch ausführlich diskutiert. Von Juli – Dez. 2012 konnte eine stetige Steigerung und Stabilisierung der Umsatzleistung auf 0,17 kg-N m⁻³ d⁻¹ abgebautes NH₄-N erreicht werden. Im letzten Projektabschnitt bis Juli 2013 wurde wieder ein Rückgang der Umsatzleistung auf 0,10-0,12 kg-N m⁻³ d⁻¹ beobachtet. Das Feststoffregime scheint dabei einen erheblichen Einfluss auf diese Entwicklung gehabt zu haben (siehe auch Kapitel 5.2)

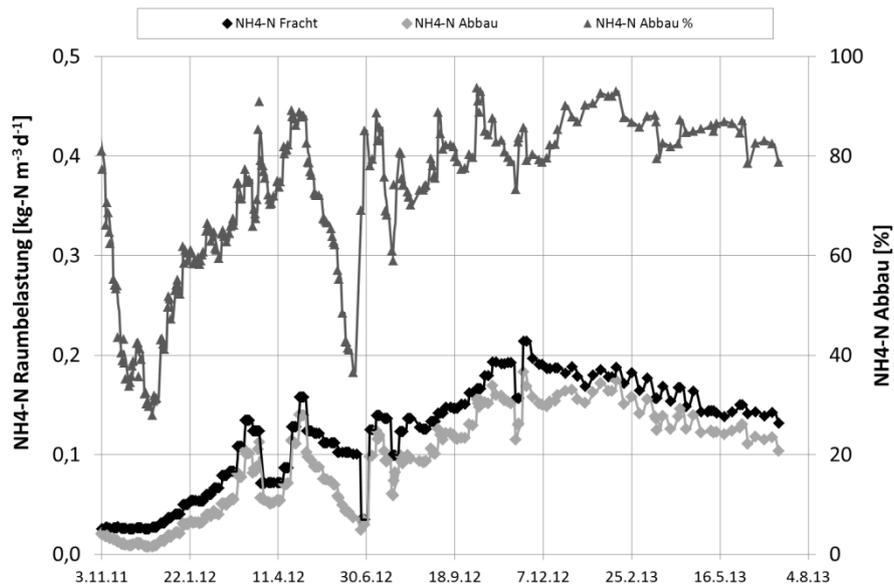


Abbildung 9: Ammonium (NH₄-N) bezogene Raumbelastung (NH₄-N Fracht), Ammonium bezogene Umsatzleistung (NH₄-N Abbau) und prozentualer Ammoniumabbau (NH₄-N Abbau %) in SBR 2

Abbildung 10 zeigt die Nitratproduktion in Prozent des abgebauten NH₄-N über den gesamten Projektzeitraum. Bei der anaeroben Ammoniumoxidation entstehen stöchiometrisch pro umgesetztem Ammoniumstickstoff 11 % Nitratstickstoff. Damit kann dieser Wert als gutes Indiz zur Beurteilung des Prozesses herangezogen werden. In den ersten Monaten (bis April 2012) lag die Nitratproduktion deutlich unter 10 %. In Folge der Einbrüche in der Umsatzleistung stieg die Nitratproduktion auf deutlich über 25 % mit Maximalwerten von bis zu 50 %, was auf ein massives Ungleichgewicht im aeroben Ammoniumumsatz hindeutet. Seit August 2012 sank die Nitratproduktion im Zuge der Stabilisierung des Reaktorbetriebs wieder und lag bis Februar 2013 bei < 11 %. Mit dem Rückgang der Ammonium-Umsatzleistung stieg aber auch die Nitratproduktion in den letzten Monaten wieder an und lag im Juli 2013 bei 20-22%

Die Schlammbelastung in SBR 2 lag im Mittel bei 0,06 g-N g-TS⁻¹ d⁻¹, während der stabilen Betriebsphase Ende 2012 bei 0,11 g-N g-TS⁻¹ d⁻¹.

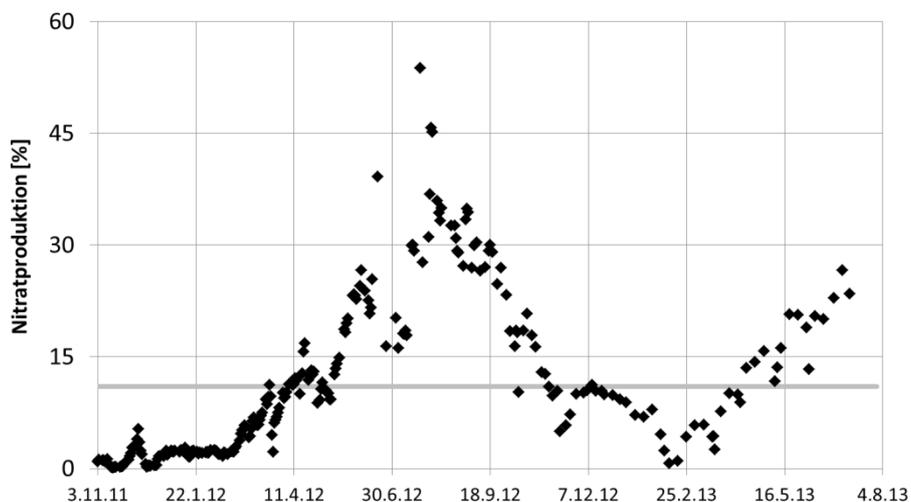


Abbildung 10: Nitratproduktion (in Prozent des umgesetzten Ammonium) in SBR 2. Grenzwert Anammox 11 %

3.1.3.2 SBR 3 (seit Juni 2011)

In SBR 3 wurde schon seit Juni 2011 versucht, den bis dahin angezüchteten Schlamm auf Deammonifikation zu betreiben. Während der Umbauarbeiten (Ende Sept. bis Ende Okt. 2011) wurde der Reaktor stillgelegt und erst am 27.10.2011 wieder in Betrieb genommen.

In Abbildung 11 ist die Umsatzleistung von SBR 3 über den gesamten Projektzeitraum (Jun. 2011 – Jul. 2013) ebenfalls als $\text{NH}_4\text{-N}$ -Raumbelastung, abgebautes $\text{NH}_4\text{-N}$ und prozentualer $\text{NH}_4\text{-N}$ -Abbau dargestellt. Bis Dezember 2011 lag die Umsatzleistung bei $0,04 \text{ kg-N m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ bis $0,06 \text{ kg-N m}^{-3} \text{ d}^{-1}$. Bis März 2012 konnte eine Umsatzsteigerung auf bis $0,10 \text{ kg-N m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ erreicht werden. Wie in SBR 2 war im April 2012 ein Einbruch in der Umsatzleistung auf $0,01 \text{ kg-N m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ zu beobachten. Danach konnte aber in SBR 3 ein stetiger Anstieg in der Umsatzleistung auf ca. $0,20 \text{ kg-N m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ abgebautes $\text{NH}_4\text{-N}$ erreicht werden. Im Jan. 2013 wurde allerdings ebenfalls ähnlich wie in SBR2 ein Rückgang der Umsatzleistung auf $0,13 \text{ kg-N m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ abgebautes $\text{NH}_4\text{-N}$ beobachtet. Es ist jedoch gelungen, in den letzten Wochen des Projektzeitraumes diesen Trend umzukehren und die Umsatzleistung wieder auf $0,17 \text{ kg-N m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ abgebautes $\text{NH}_4\text{-N}$ zu erhöhen.

Die Nitratproduktion in SBR 3 lag in 2011 durchgehend bei mindestens 20 % und teilweise sogar bei bis zu 60 % und damit deutlich über der 11 %-Grenze (Abbildung 12). In den letzten Monaten (seit Juli 2012) des Projektzeitraumes hat sich die Nitratproduktion sehr positiv entwickelt und schwankte um 10%. Seit Mai 2013 wurde ein leichter Anstieg der Nitratproduktion auf ca. 15 % beobachtet. Sowohl der Umsatzrückgang als auch der Anstieg in der Nitratproduktion waren nicht so ausgeprägt wie in SBR 2.

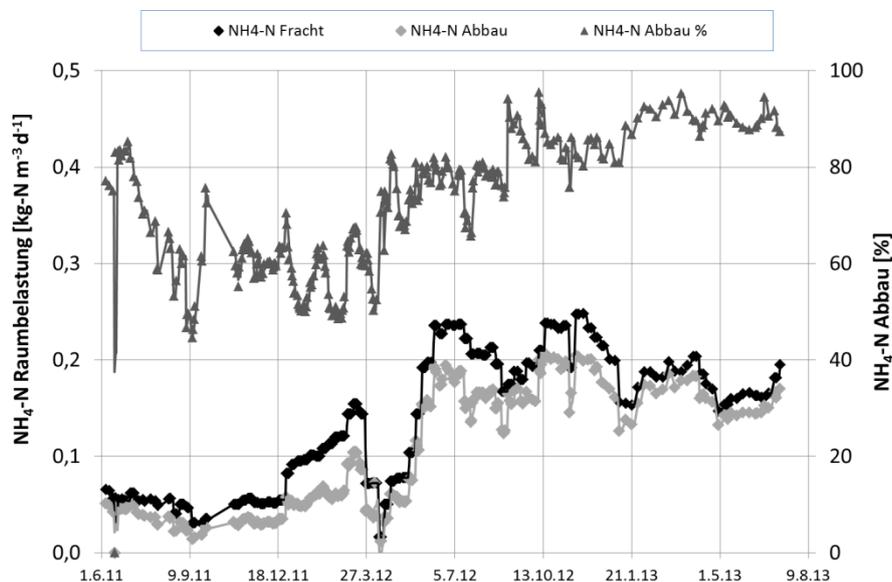


Abbildung 11: Ammonium bezogene Raumbelastung ($\text{NH}_4\text{-N}$ Fracht), Ammonium bezogene Umsatzleistung ($\text{NH}_4\text{-N}$ Abbau) und prozentualer Ammoniumabbau ($\text{NH}_4\text{-N}$ Abbau %) in SBR 3

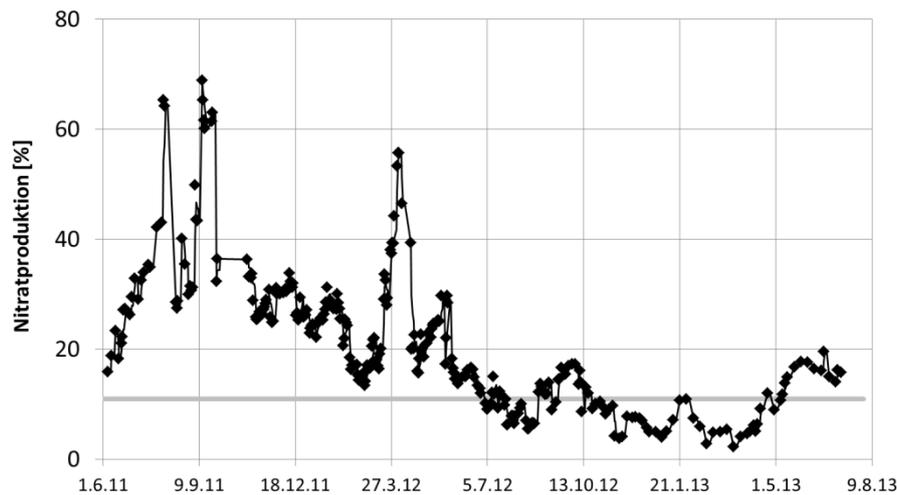


Abbildung 12: Nitratproduktion (in Prozent des umgesetzten Ammoniums) in SBR 3

3.2 Laborversuche / Batchversuche

Zur Unterstützung des Versuchsbetriebes in den Reaktoren im Labor-, halbertechnischem und Pilotmaßstab wurden begleitende Versuche durchgeführt, um die Erkenntnisse aus dem Reaktorbetrieb besser beurteilen zu können und zusätzliche Informationen zu gewinnen. Es wurden hauptsächlich Batchversuche durchgeführt, um die Aktivität der Biomasse zu untersuchen. Außerdem wurden Versuche zu möglichen Hemmstoffen und zur Feststoffhydrolyse durchgeführt, die im Folgenden dargestellt werden.

3.2.1 Batchversuche – Aufbau und Beschreibung

Zur gezielten Untersuchung der Biomasseaktivität wurden Batchversuche im Labor unter definierten Bedingungen durchgeführt. Die Versuchstemperatur wurde auf 30°C eingestellt, die Biomasse mit Faltenfiltern von der Wasserphase getrennt, mit Wasser gespült, um Substratrete zu entfernen und anschließend mit Nährlösung versetzt. So konnten definierte und reproduzierbare Bedingungen erreicht werden.

In Abbildung 13 ist der Aufbau der Batchversuche mit den jeweiligen Bedingungen dargestellt. Die Aktivität der anaeroben Ammoniumoxidierer (AnAOB) wurde unter Ausschluss von Sauerstoff bestimmt. Dazu wurden Ammonium und Nitrit vorgelegt und deren Konzentrationen in regelmäßigen Abständen gemessen. Die Ammonium- und Nitritoxidation wurde über die Sauerstoffzehrung gemessen. Die Menge an Sauerstoff, die bei der Oxidation des jeweiligen Substrates (Ammonium oder Nitrit) verbraucht wird, ist bekannt. Aus der Sauerstoffzehrung lässt sich demzufolge die Umsatzrate errechnen und auch der Abbau genau verfolgen. Bei der Messung der Ammoniumoxidation wurde die Nitritoxidation durch Zugabe von Azid (NaN_3) vollständig gehemmt, um eine Verfälschung des Ergebnisses zu verhindern.

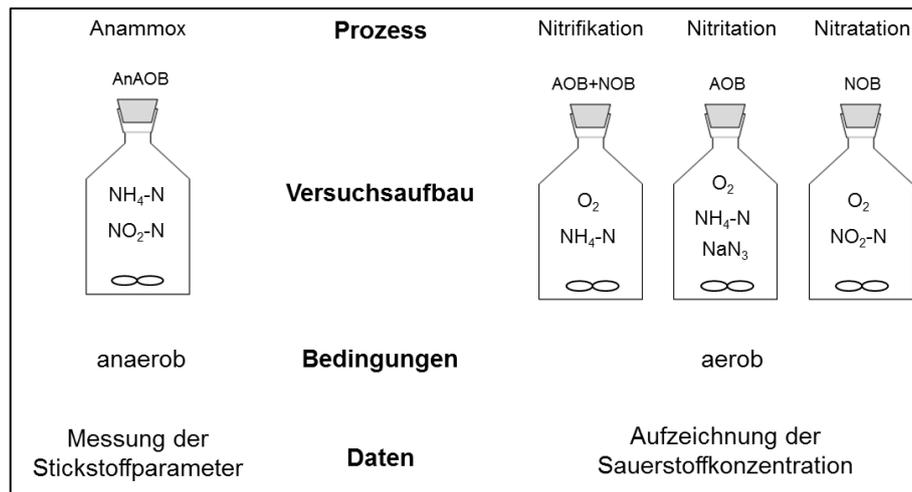


Abbildung 13: Aufbau der Batchversuche zur Aktivitätsmessung der Biomasse (AnAOB, anaerobe Ammoniumoxidierer; AOB aerobe Ammoniumoxidierer; NOB Nitritoxidierer) (Gilbert, 2011)

3.2.2 Batchversuche mit Biomasse aus der Versuchsanlage SBR A

Die Batchversuche zur Stoffumsatzkapazität in der halbtechnischen Versuchsanlage (SBR A – Kapitel 3.1.1) wurden regelmäßig alle zwei Wochen durchgeführt, um die Entwicklung der Aktivitäten in der Versuchsanlage eingehend verfolgen zu können. Getestet wurden die Umsatzraten der an der Deammonifikation beteiligten Prozesse (aerobe und anaerobe Ammoniumoxidation) und die Nitritoxidation. Neben den Versuchen mit der gesamten Biomasse wurden auch Versuche mit 2 Siebfraktionen durchgeführt (100 – 315 μm und > 315 μm), um die Verteilung der Biomasseaktivitäten zu untersuchen.

In Abbildung 14 sind die Ergebnisse der Batchversuche während der untersuchten Zykluseinstellungen zusammengestellt. Die gemessenen Aktivitäten belegen die Daten des Reaktorbetriebs. Die Entwicklung der AnAOB-Aktivität weist auf eine Hemmung durch den erhöhten Sauerstoffeintrag während Zykluseinstellung IV hin. Bei der unerwünschten Nitritoxidationsaktivität zeigt sich eine stetige Zunahme durch den vermehrten Sauerstoffeintrag während der Zykluseinstellungen II bis IV.

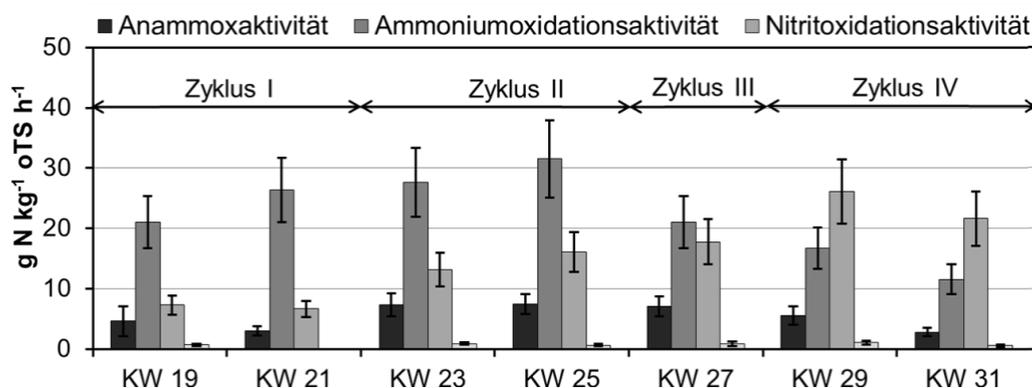


Abbildung 14: In Batchversuchen gemessene Anammoxaktivität, Ammonium- und Nitritoxidationsaktivität und heterotropher Aktivität der Biomasse aus der Versuchsanlage (SBR A) während des kontinuierlichen Betriebs in Phase 2

Die Untersuchung der Aktivitätsverteilung in den 2 Größenklassen ist in Abbildung 15 an einem Beispiel dargestellt. Es zeigt sich, dass die Aktivität der AnAOB in der mittleren Fraktion (100 – 315 µm) am größten war. Im Vergleich dazu lagen die Aktivitäten von AOB und NOB in der Gesamtfraktion am höchsten, was drauf schließen lässt, dass mit zunehmender Flockengröße die AOB und NOB Aktivität abnimmt.

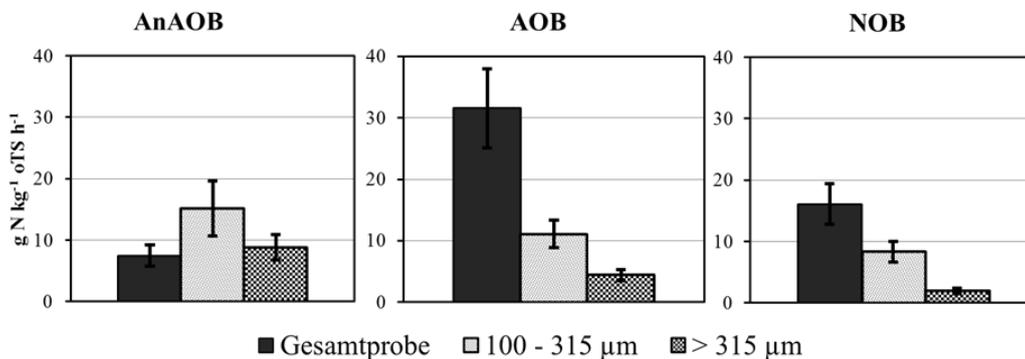


Abbildung 15: Batchversuche mit unterschiedlichen Flockengrößen (Gilbert, 2011)

Ergebnisse mikrobiologischer Untersuchungen (Fluoreszenz in Situ Hybridisierung) des Schlammes aus SBR A ergaben als dominante AOB Gruppe *Nitrosomonas oligotropha*. Bei den NOB konnten hauptsächlich *Nitrospira* nachgewiesen werden. Die im Reaktor ausgeprägte AnAob Spezies wurde als *Candidatus 'Brocadia fulgida'* bestimmt (Gilbert et al. 2013).

3.2.3 Batchversuche mit Biomasse aus der Pilotanlage SBR 2/3 (ZKA)

3.2.3.1 Begleitenden Batchversuche

Die Biomasseaktivität in den SBRs der Pilotanlage wurde ebenfalls mit derselben Methode in regelmäßigen Abständen gemessen, um die Reaktorentwicklung zu verfolgen.

In Abbildung 16 und Abbildung 17 sind die Ergebnisse dieser Batchversuche für SBR 2 und SBR 3 zusammengestellt. Die Daten für SBR 2 zeigen deutlich die stabile Aktivität Ammonium oxidierender Bakterien (AOB) und anaerob Ammonium oxidierender Bakterien (AnAOB) in den ersten 3 Monaten (bis Anfang/Mitte Feb. 2012). Im März 2012 konnte ein Einbruch der AOB Aktivität beobachtet werden, der sich auch im Reaktor widerspiegelte. Der Anstieg der Nitratproduktion (siehe Abbildung 10) zeigte sich auch in den Ergebnissen der Batchversuche durch eine zunehmende Aktivität aerober Nitrit oxidierender Bakterien (NOB) ab Mitte Mai 2012.

In SBR 3 ließ sich auch vor allem die Aktivität der NOB gut mit den Batchversuchsergebnissen verfolgen, die ebenso wie die Reaktordaten (Abbildung 12), eine Reduzierung der NOB Aktivität ab Mitte April 2012 anzeigten. Der Einbruch in der Umsatzleistung in SBR 3 im April 2012 (Abbildung 11) spiegelte sich auch in den Batchversuchen in den deutlich geringeren AOB und AnAOB Aktivitäten wider.

In der zweiten Jahreshälfte in 2012 konnte insbesondere in SBR 3 die AOB-und AnAOB-Aktivität deutlich gesteigert werden. Auch in SBR 2 war ein signifikanter Anstieg der Biomasseaktivität dieser Gruppen zu verzeichnen.

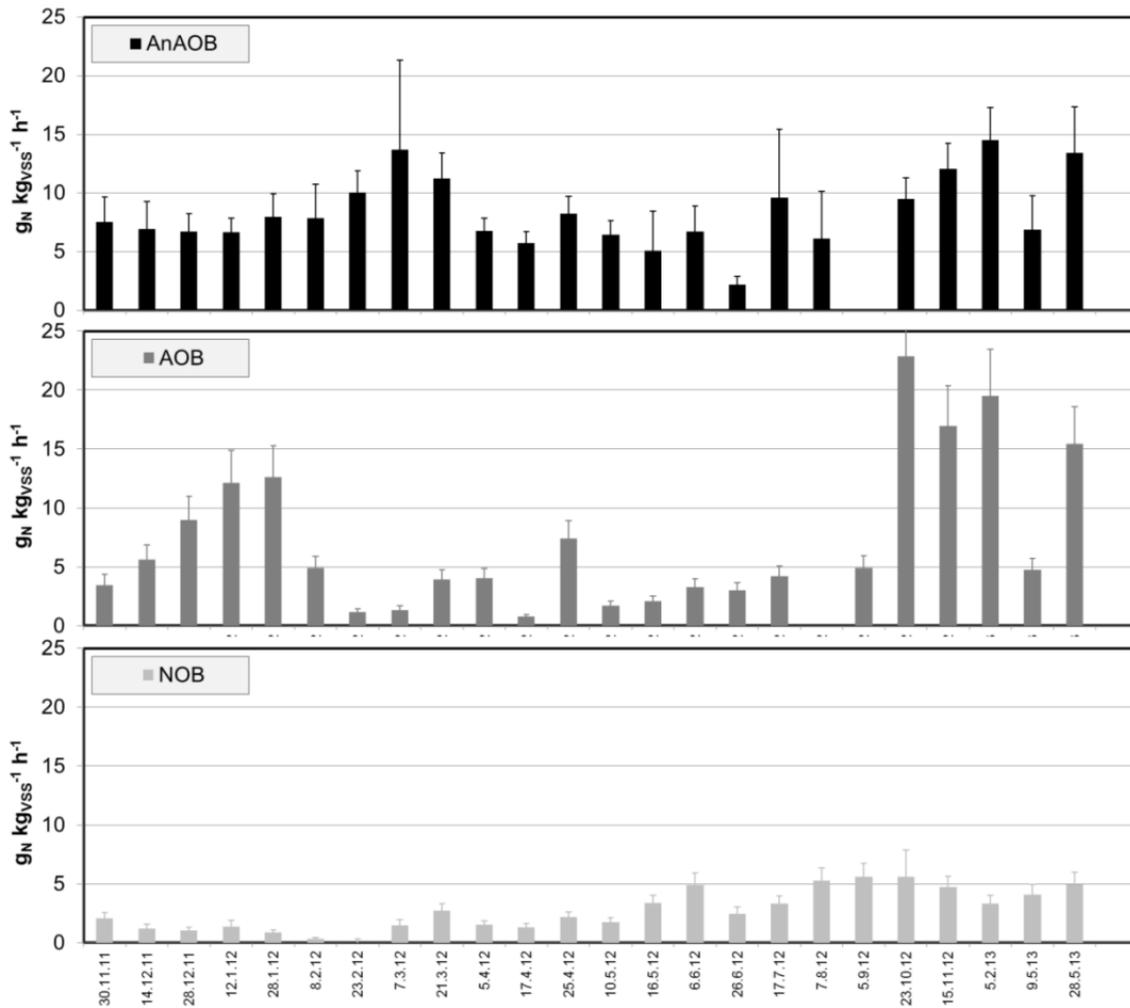


Abbildung 16: Ergebnisse Batchversuche mit Biomasse aus SBR 2. AOB Ammoniumoxidierer, NOB Nitritoxidierer, AnAOB anaerobe Ammoniumoxidierer

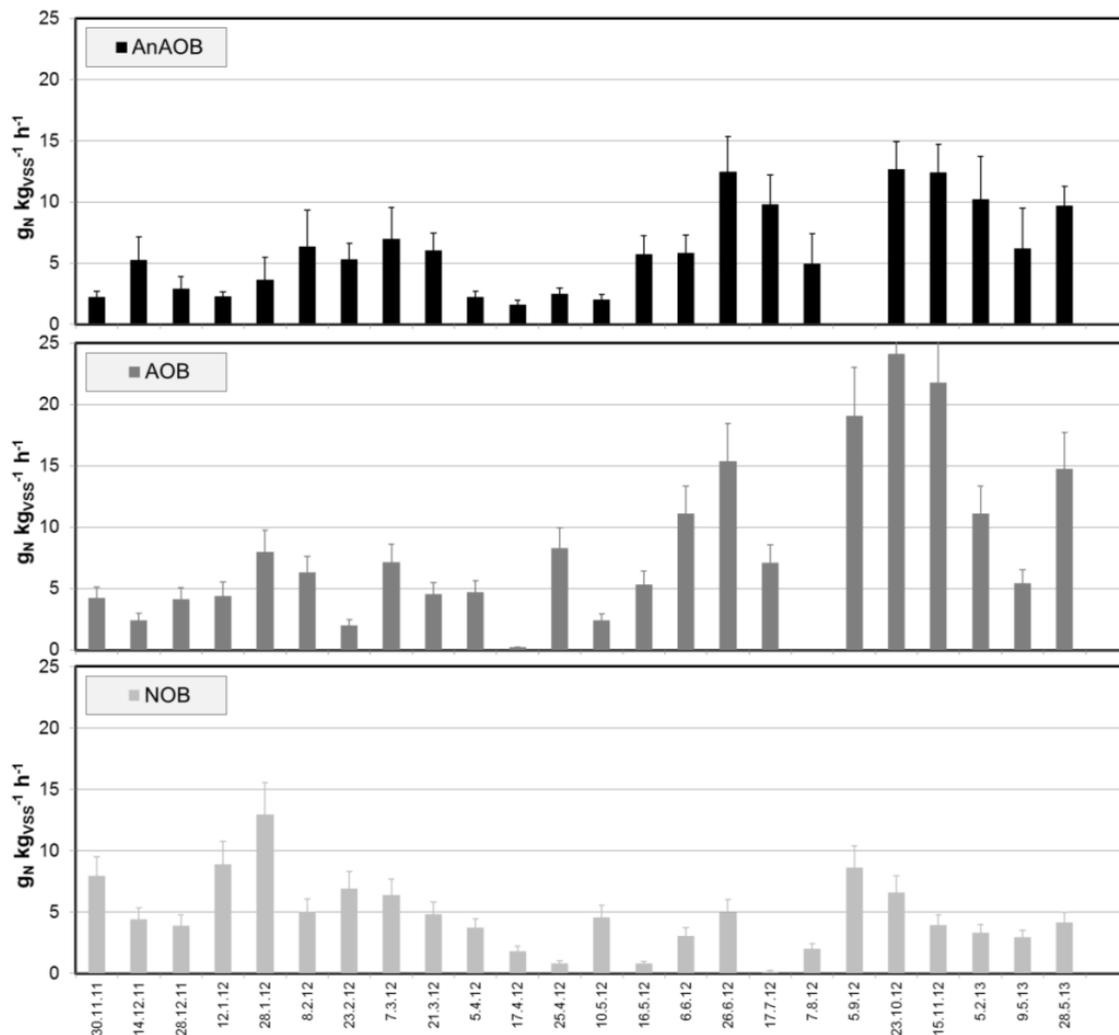


Abbildung 17: Ergebnisse Batchversuche mit Biomasse aus SBR 3. AOB Ammoniumoxidierer, NOB Nitritoxidierer, AnAOB anaerobe Ammoniumoxidierer

3.2.3.2 Absetzversuche

Aufgrund der hohen Nitritoxidationskapazität in SBR 3 sollte untersucht werden, ob über ein gezieltes Ausschwemmen von Nitritoxidierern die Umsatzleistung in SBR 3 wieder gesteigert werden kann. SBR 3 wurde deshalb im Okt. 2011 systematisch während des Sedimentationsvorgangs beprobt. Es wurden an 3 Stellen im Reaktor in unterschiedlichen Zeitabständen Proben genommen (siehe auch Abbildung 18):

- Mischproben vom Klarwasserabzug (Ablauf) über Minuten 2-5, 5-10 und 10-20
- direkt aus dem Reaktor aus ca. 2m Tiefe nach 1, 2, 5, 10, 15 Minuten
- am Boden des Reaktors (Abläss) nach 5, 10, 20 Minuten

Die Ergebnisse der TS/oTS Messungen aus dem Reaktor sind in Abbildung 19 dargestellt. Es ist zu sehen, dass der TS Gehalt im Reaktor Ablauf nach 15 min von etwa 4,0 g l⁻¹ auf 2 g l⁻¹ gesunken ist. Im gleichen Zeitraum stieg der TS am Reaktorboden um ca. 1,1 g l⁻¹ an: die Mischproben wiesen relativ konstante Werte von 3,9 ± 0,2 g-TS l⁻¹ auf mit einem oTS Gehalt von 2,5 ± 0,1 g l⁻¹ auf.

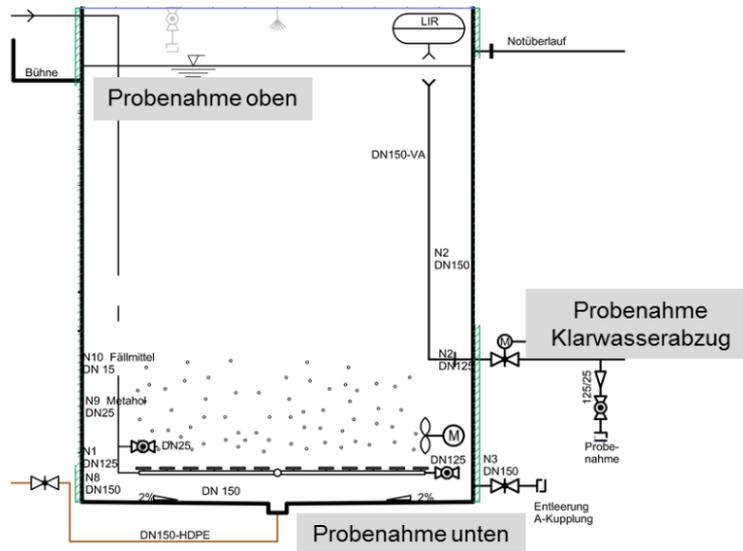


Abbildung 18: Kennzeichnung der Probenahmestellen für die Batchversuche zur Sedimentation in SBR 3 (Auszug aus dem Verfahrensfließbild Prozesswasseranlage/Umbau SBR 3, 2011)

Zur Beurteilung der Biomasseaktivität wurden Batchversuche zur Bestimmung der NOB- und AnAOB-Aktivität mit ausgewählten Proben durchgeführt. Die Messungen der NOB-Aktivität (Abbildung 20) zeigten, dass deren Aktivität (oTS bezogen) nach 15 min Absetzzeit in den Proben oben aus dem Reaktor ansteigt. Ein ähnlicher Trend ließ sich aus den Mischproben ablesen. Die Anammoxaktivität (Abbildung 21) war im Vergleich dazu in den länger abgesetzten Proben und unten im Reaktor deutlich erhöht.

Eine Verkürzung der Absetzzeit könnte daher basierend auf diesen Ergebnissen genutzt werden, um über das Klarwasser gezielt den Anteil an NOB zu verringern, ohne zu hohe Verluste bei der AnAOB-Aktivität befürchten zu müssen.

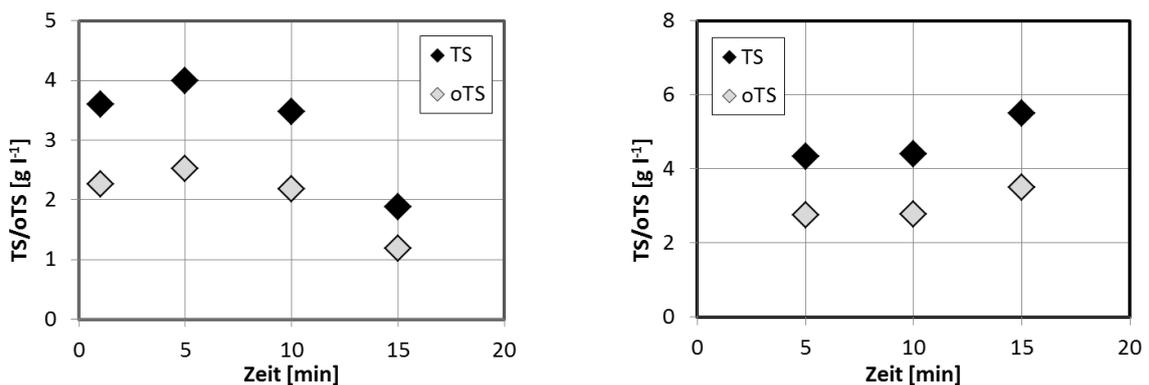


Abbildung 19: TS/oTS Bestimmung der Proben aus dem Reaktor (links: Probenahme oben) und vom Boden des Reaktor (rechts: Probenahme unten)

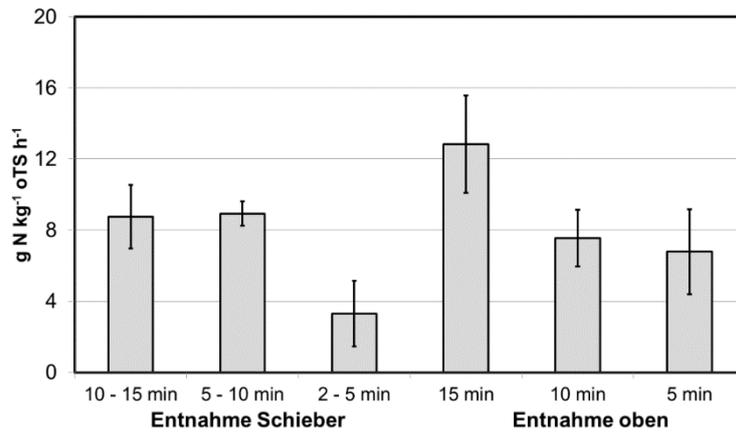


Abbildung 20: Ergebnisse der NOB Aktivitätstests (Batchversuche) mit Proben aus den Absetzversuchen

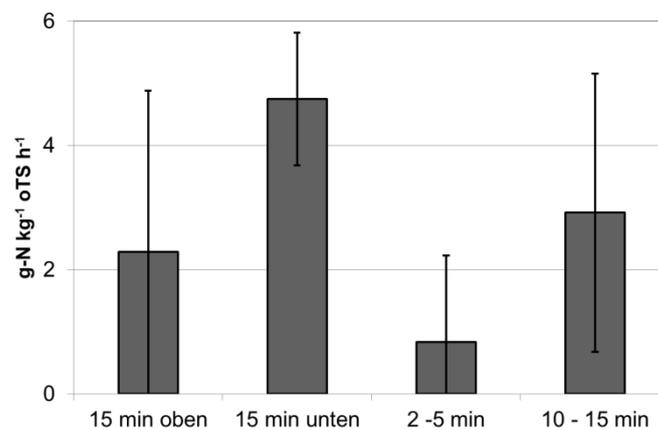


Abbildung 21: Ergebnisse der AnAOB Aktivitätstests mit Biomasse aus den Absetzversuchen. (2-5 min und 10-15 min bezeichnen die Mischproben aus dem Klarwasserabzug)

3.2.3.3 Einfluss von pH – Wert und Ammoniumkonzentration

Zur Bewertung der Hemmwirkung von Ammoniak in Kombination mit hohen pH Werten wurden Batchversuche zur Untersuchung der AOB und NOB Aktivitäten bei erhöhten Ammoniak- und pH-Werten durchgeführt. In Abbildung 22 sind die Ergebnisse dieser Versuche gezeigt. Es wird deutlich, dass sowohl die Anhebung des pH-Wertes auf > 8 als auch Ammoniakkonzentrationen von $> 25 \text{ mg l}^{-1}$ eine Minderung der Umsatzleistung bewirken. Entscheidend war dabei, dass diese Effekte bei NOB schon deutlich eher einsetzen als bei AOB. Dadurch kann eine gezielte NOB-Hemmung erreicht werden, ohne die AOB zu sehr zu beeinflussen.

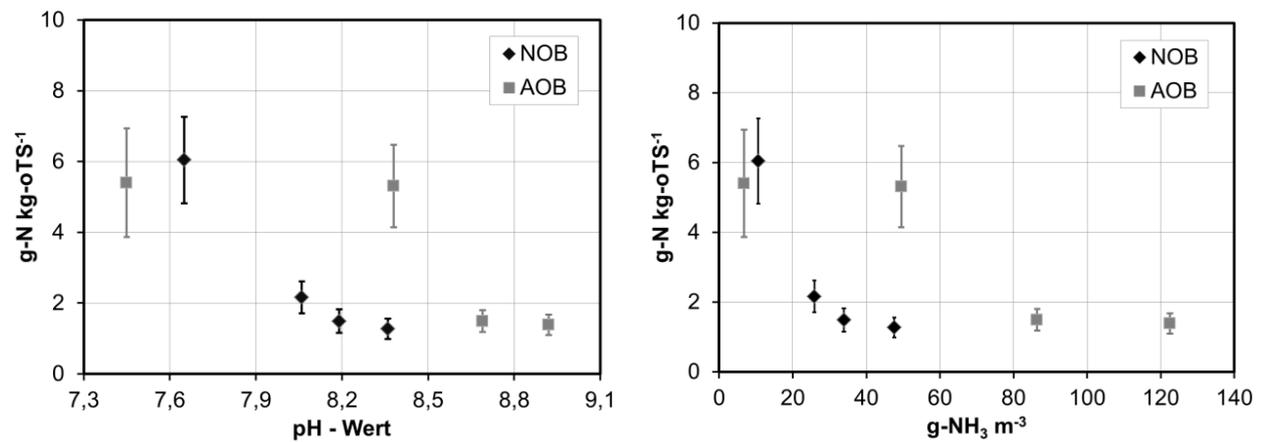


Abbildung 22: Batchversuche zum Einfluss von pH-Wert (links) und Ammoniak- (NH_3) Konzentration (rechts) auf die Aktivität der aeroben Ammoniumoxidierer (AOB) und Nitritoxidierer (NOB)

3.2.3.4 Einfluss von Flockungshilfsmittel und Entschäumern auf die Biomasseaktivität

Da auf der ZKA Ingolstadt Flockungshilfsmittel und Entschäumer (Mikrokoll und Antispumin) eingesetzt werden, wurde auch deren Einfluss auf die Biomasseaktivität untersucht. Da während der Anfahrphase der SBR vor allem Probleme mit der aeroben Ammoniumoxidation aufgetreten waren, wurde deren Aktivität prioritär untersucht.

Dazu wurde, wie auch bei den vorhergehenden Versuchen, die Sauerstoffzehrung bestimmt. Um die Zehrung, verursacht durch die Zugabe der Chemikalien (Flockungshilfsmittel und Entschäumer), zu bestimmen, wurden Versuche mit nur den jeweiligen Chemikalien, den Chemikalien mit Biomasse und den Chemikalien mit Substrat (Ammonium) und Biomasse durchgeführt. Zum Vergleich wurden Standardversuche mit Biomasse und Substrat als Referenz in Doppelbestimmung durchgeführt. Die in Tabelle 10 dargestellten Zehrungswerte wurden um die Änderung ohne Biomassezugabe korrigiert. Diese Werte lagen aber alle unter 5 % der Zehrungsdaten mit Biomasse. Die verwendeten Konzentrationen der Chemikalien lagen ca. um das Vierfache über den zu erwartenden Konzentrationen im Betrieb.

Tabelle 10: Ergebnisse der Batchversuche zum Einfluss der Entschäumer und Flockungsmittel. Die Zehrung wurde ohne und mit Substrat (Ammonium) durchgeführt.

	Mikrokoll	Antispumin (Phase 1 und Phase 2)		Flockungsmittel	nur Biomasse (Doppelbestimmung)	
	[mg-O ₂ L ⁻¹ h ⁻¹]					
Zehrung	6,24 ± 0,09	2,73 ± 0,03	21,96 ± 0,35	3,57 ± 0,02	-	-
Zehrung + Substrat	10,27 ± 0,12	2,39 ± 0,03	28,32 ± 0,58	1,93 ± 0,02	7,76 ± 0,02	7,48 ± 0,03
Differenz	4,03 ± 0,15	-0,34 ± 0,05	6,36 ± 0,68	-1,65 ± 0,02	-	-

Aus den Versuchen ergab sich, dass insbesondere das Antispumin eine hohe Sauerstoffzehrung verursachte (Phase 2), die aber mit Verzögerung von ca. 350 min (Phase 1) eintrat. Bei Mikrokoll konnte ebenfalls eine deutliche Sauerstoffzehrung festgestellt werden. Die Unterschiede zur Substratzugabe waren nicht eindeutig, da der Anteil heterotropher Abbauprozesse nicht eindeutig bestimmt werden konnte. Ein mit diesen Versuchen indirekt bestimmbarer Einfluss auf die AOB-Aktivität (Vergleich Zehrung mit und ohne Ammonium als

Substrat) kann nicht ausgeschlossen werden, da im Vergleich zu den Versuchen ohne Chemikaliengabe niedrigere relative Raten beobachtet wurden.

Deshalb wurden die Versuche wiederholt und diesmal über direkte Messung der Stickstoffverbindungen ausgewertet. In diesen Versuchen konnte kein Einfluss der Chemikalien auf den Ammoniumabbau festgestellt werden (siehe Abbildung 23).

Der Einfluss von Entschäumern bzw. Flockungshilfsmitteln auf die anaerobe Ammoniumoxidation konnte noch nicht abschließend geklärt werden. Da sich aber auch in den anderen Batchversuchen keine Probleme mit der AnAOB Aktivität gezeigt haben, wird nicht mit einer Beeinträchtigung gerechnet.

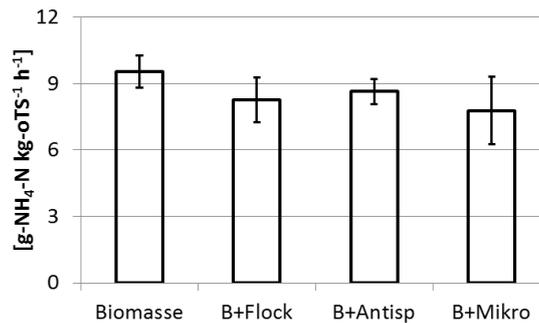


Abbildung 23: Ergebnisse der direkten Messung des aeroben Ammoniumabbaus. B: Biomasse, Flock: Flockungsmittel, Antisp: Antispumin, Mikro: Mikrokoll

3.2.4 Einfluss von Temperatur, Luftvolumenstrom und Lag Phase

Da die Nitritoxidation noch nicht eindeutig eingedämmt werden kann, wurden Versuche zur Untersuchung der Lag-Phase der NOB-Aktivität durchgeführt. In Batchexperimenten mit direkter Messung der N-Konzentrationen wurde der NH₄⁺-Abbau und die NO₃⁻ bzw. NO₂⁻-Produktion unmittelbar nach einer Belüftungspause untersucht. Damit sollten Erkenntnisse über mögliche lag-Phasen von NOB gewonnen werden, da sie auf die NO₂⁻-Produktion der AOB angewiesen sind.

Alle Experimente wurden mit vier verschiedenen Biomassen durchgeführt, die alle aus großtechnischen Anlagen zur Deammonifikation stammen. In diesen Batchexperimenten ist zunächst grundlegend geklärt worden, ob eine Verzögerung der NO₃⁻-Produktion nach Belüftungspausen unterschiedlicher Länge beobachtet werden kann. Zudem wurden mögliche Abhängigkeiten dieser Verzögerung von der Länge der Belüftungspause, der O₂-Verfügbarkeit während der Belüftung und der Temperatur untersucht.

Dazu sind Batchexperimente bei verschiedenen Temperaturen (10, 20, 30°C) und unterschiedlich langen Belüftungspausen (5, 20, 40, 60 min) durchgeführt worden. Um den Einfluss der O₂-Verfügbarkeit reproduzierbar zu untersuchen, wurden zwei verschiedene Luftvolumenströme eingestellt, was zu einem reaktionsvolumen-spezifischen Lufteintrag von 4,5 l h⁻¹l⁻¹ bzw. 1,7 l h⁻¹l⁻¹ führte.

Abbildung 24 zeigt beispielhaft den Verlauf der Konzentrationen an NH₄⁺-N und NO₃⁻-N während eines Versuchs mit 20 min Belüftungspause mit online gemessenen Konzentrationen und den Ergebnissen ionenchromatografischer Analysen.

Die Verzögerung der NO₃⁻-Produktion entsprach nach kurzen Belüftungspausen von 5 min etwa der Verzögerung im NH₄⁺-Abbau von ca. 2 min. Eine Verlängerung der Belüftungspause auf 20 min führte zu einer deutlich längeren Verzögerung in der NO₃⁻-Produktion. Eine weitere

Verlängerung der Belüftungspause hatte dann aber keinen weiteren Einfluss mehr. Die Verzögerungen der NO_3^- -Produktion waren sowohl bei beiden Luftvolumenströmen als auch bei allen drei Temperaturen gleich lang.

Nach längeren Belüftungspausen zeigen sich allerdings deutliche Unterschiede. Die Verzögerungen in der NO_3^- -Produktion waren in Biomasse #2 etwas länger als in Biomasse #3 und #5. Biomasse #1 zeigte nochmal deutlich längere Verzögerungen (Abbildung 25).

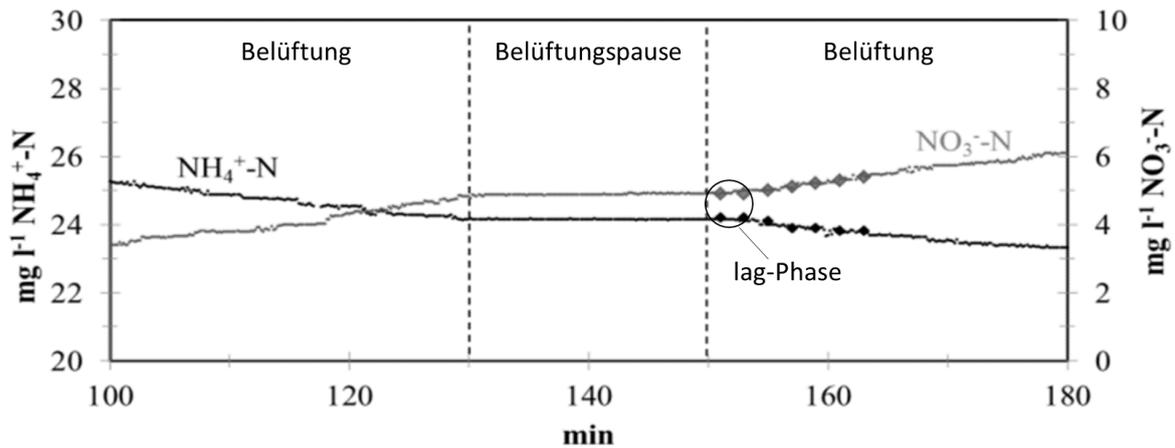


Abbildung 24: Versuchsschema der Batchversuche zur Untersuchung der Lag-Phase bei verschiedenen Temperaturen und Luftvolumenströmen

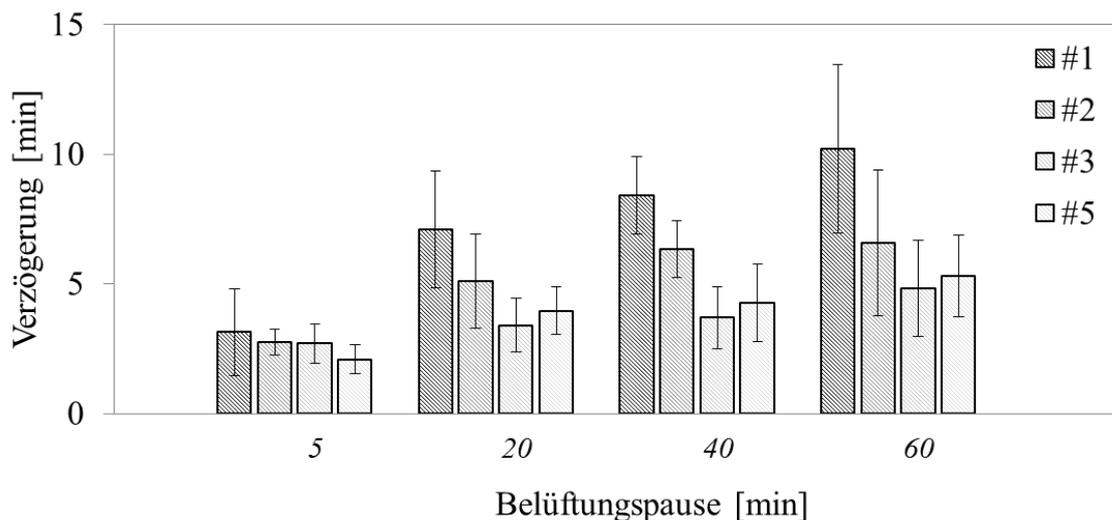


Abbildung 25: Verzögerung der NO_3^- -Produktion nach Belüftungspausen in verschiedenen Biomassen; #1, #2: SBR 2 und 3 ZKA Ingolstadt; #3: Demon[®] SBR KA Heidelberg, #5: Nitritationsstufe, KA Landshut

Ebenfalls in Batchexperimenten mit direkter Messung der N-Konzentrationen wurden NO_2^- -Abbau und NO_3^- -Produktion nach Belüftungspausen untersucht, um Rückschlüsse auf eine lag-Phase von NOB ohne Interaktion mit AOB ziehen zu können.

Die Experimente wurden mit Biomasse #3 (SBR 3 ZKA Ingolstadt) und einem Lufteintrag von $1,5 \text{ l h}^{-1} \text{ l}^{-1}$ durchgeführt. Abbildung 26 zeigt, dass mit dieser zweiten Versuchsreihe der Sprung

bei der Verzögerung der NO_3^- -Produktion weiter eingegrenzt wurde: Ab 15 min Belüftungspause ist die Verzögerung deutlich länger im Vergleich zu < 10 min Belüftungspause. Die absolute Länge der beobachteten Verzögerungen entspricht denen derselben Biomasse in der Versuchsreihe mit NH_4^+ als Substrat.

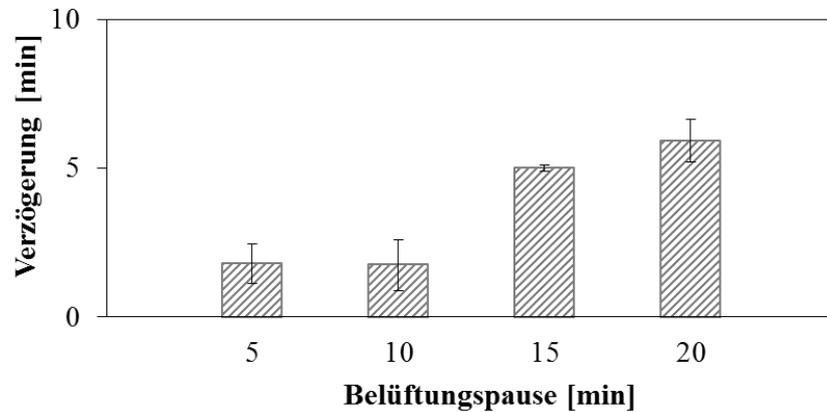


Abbildung 26: Verzögerung der NO_3^- -Produktion nach Belüftungspausen mit NO_2^- als einzigem Substrat

3.2.5 Studie zu möglichen Hemmstoffen

3.2.5.1 LC-MS

Aufgrund des Einbruchs der aeroben Ammoniumoxidation im Frühjahr 2012 wurde das Prozesswasser auf mögliche Hemmstoffe gescannt. Im ersten Schritt wurde mit Hilfe einer Festphasenextraktion eine Anreicherung von organischen Analyten aus dem Prozesswasser vorgenommen. Die dadurch gewonnenen Proben konnten dann mittels LC-MS (Flüssigchromatographie gekoppelt mit Massenspektrometrie) analysiert werden. Die aus dem Spektrum dominanten Massen wurden dann mit einer Datenbank und bekannten Nitrifikationshemmstoffen abgeglichen. Im Vergleich mit der Literatur (McCarty and Bremner 1989) konnten die in Tabelle 11 zusammengestellten Substanzen als potentielle Nitrifikationshemmer nachgewiesen werden. Diese Substanzen können ab Konzentrationen von $0,05 \mu\text{mol g}^{-1}$ hemmend wirken, wurden aber alle in sehr viel geringeren Konzentrationen nachgewiesen. Das lässt darauf schließen, dass solche Hemmstoffe keinen negativen Einfluss auf den Reaktorbetrieb gehabt haben.

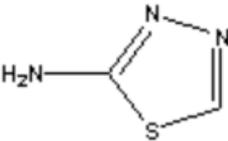
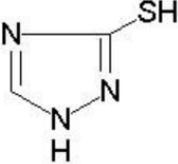
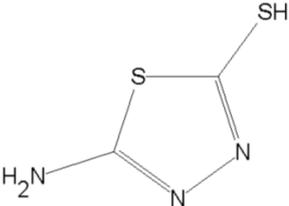
3.2.5.2 Hydrolyse Versuche

Um die Hydrolyse der in die SBR Reaktoren eingetragenen Feststoffe zu untersuchen, wurden Versuche durchgeführt, um die Dynamik der chemischen Zusammensetzung der gelösten Stoffe (im Überstand des Schlammes) zu verfolgen. Dabei wurden je 2 Batches mit Faulschlamm (Bodensatz aus der SBR Vorlage) und zum Vergleich SBR-Biomasse bei 35°C unter Sauerstoffausschluss für ca. 6 Wochen beobachtet.

Die TS/oTS Werte in den Versuchen lagen für die SBR-Biomasse bei $1,2 \text{ g l}^{-1}$ und 74 % während der Faulschlamm Werte von ca. 12 g l^{-1} und einem oTS von 20 % aufwies. Der gelöste CSB lag im Mittel bei $122 \pm 35 \text{ mg l}^{-1}$ (Biomasse) und $155 \pm 38 \text{ mg l}^{-1}$ (Faulschlamm) und war ebenso wie der TS über den betrachteten Zeitraum relativ konstant.

In den Batchversuchen mit Faulschlamm ergibt sich ein Anstieg um 200 mg-N l^{-1} über 30 d bzw. $0,55 \text{ mg-NH}_4\text{-N / g-TS pro Tag}$. Unter der Annahme dass in einem der Deammonifikations-SBR max. $200 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$ bei einer Zulauf TS-Konzentration von 250 mg l^{-1} umgesetzt werden, ergäbe sich dadurch ein Anstieg des $\text{NH}_4\text{-N}$ im Reaktor um ca. 28 mg-N d^{-1} . Daraus ließ sich kein signifikanter Einfluss auf die Ammoniumkonzentration im Reaktor ableiten. In den Versuchen nur mit SBR Schlamm konnte kein Anstieg in der Ammoniumkonzentration beobachtet werden. Eine Veränderung der chemischen Zusammensetzung des Überstandes (gemessen von $0,45 \text{ }\mu\text{m}$ filtrierten Proben) über die Versuchsdauer zeigte sich aus einer Fluoreszenzanalyse der Biomasse und des Faulschlammes. Mittels den in Abbildung 27 dargestellten Anregungs-Emissions-Matrizes (Excitation-Emission-Matrices, EEMs) konnte eine deutliche Veränderung in der Probenzusammensetzung nachgewiesen werden. Der Vergleich mit Literaturwerten ergab für den hier vorliegenden Wellenlängenbereich eine Zunahme an huminstoffähnlichen Substanzen.

Tabelle 11: Zusammenstellung der mittels LC-MS überprüften potentiellen Nitrifikationshemmer

Substanzname und Hemmwirkung	Strukturformel
2-amino-1,3,4-thiadiazole (Nitrifikationshemmung ca. 90 %)	
3-mercapto-1,2,4, triazole (Nitrifikationshemmung ca. 50 %)	
5-amino-1,3,4-thiadiazole-2-thiol (Nitrifikationshemmung 40-90 %)	

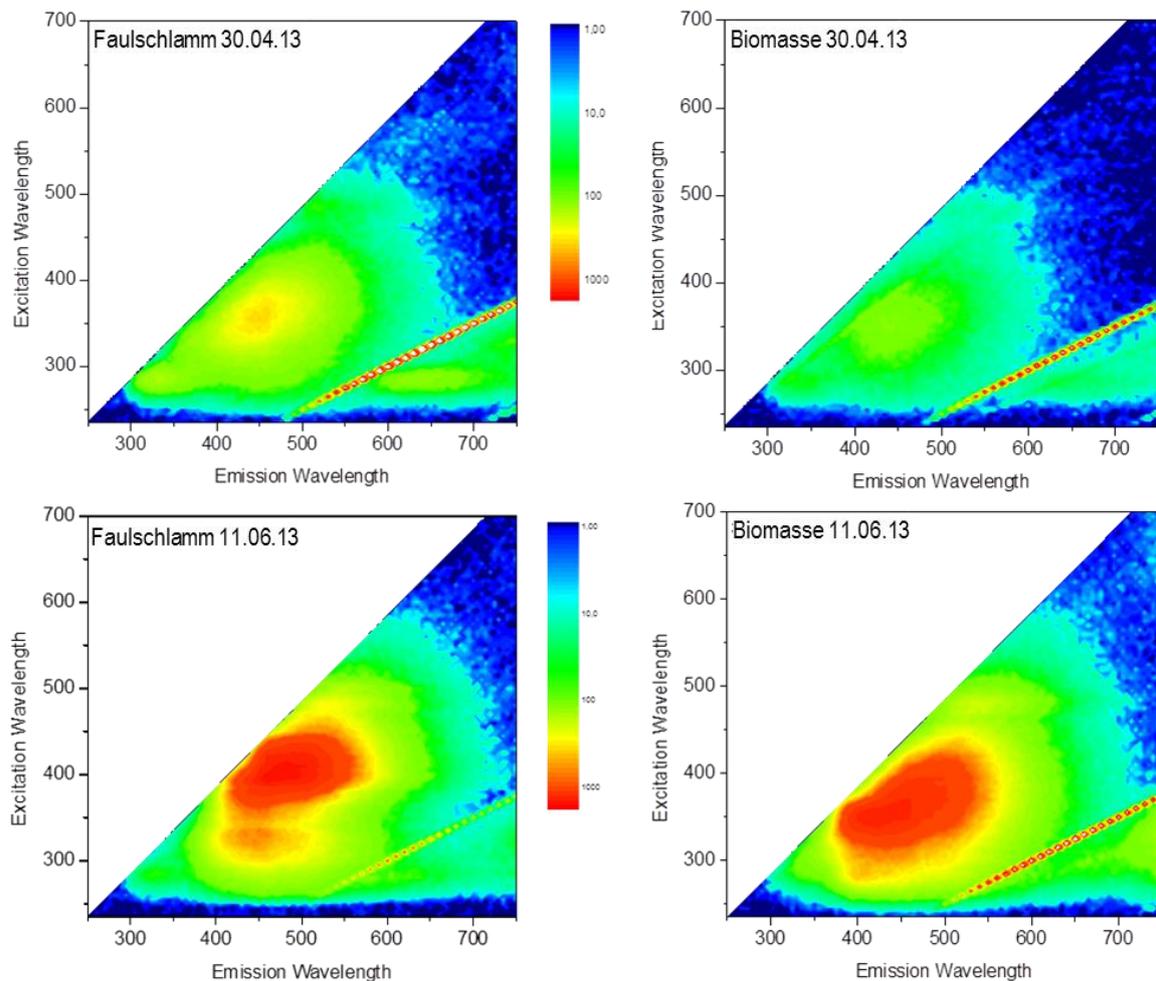


Abbildung 27: EEM Diagramme der Hydrolyseversuche mit Faulschlamm (aus der SBR Vorlage) und Biomasse aus SBR 3

4 Situation auf der Kläranlage Ingolstadt

Die Zentralkläranlage (ZKA) der Stadt Ingolstadt hat eine Ausbaugröße von 275.000 EW. Dort werden die Abwässer des Zweckverbands Ingolstadt und des ZV Abwasserbeseitigungsgruppe Nord behandelt. Sie wird als mechanische und biologische, zweistufige Kläranlage betrieben. Zur Schlammbehandlung ist eine statische Voreindickung für den biologischen Überschussschlamm, eine Faulung (3 Behälter) und eine Schlammmentwässerung mittels Zentrifugen vorhanden.

4.1 Ursprüngliche Situation der Prozesswasserbehandlung (PWB)

Im Zuge der ab August 2003 geltenden Ablaufanforderungen an Stickstoffwerte wurde bereits im Jahr 2002 der Bau einer PWB-Anlage im Nebenstromverfahren beschlossen, da die bis dahin anfallenden Prozesswasser unbehandelt der Hochlastbelebung zugeführt wurden und somit den Hauptstrom um etwa 20% zusätzlich belasteten (Schreff, 2011). Zunächst (2002) wurden zwei SBRs mit einem maximalen Volumen von 560 m³ errichtet; etwas später (2007) kam dann ein dritter SBR hinzu.

Die Stickstoffelimination in dieser Anlage erfolgte zunächst mit Hilfe des konventionellen Verfahrens der Nitrifikation/Denitrifikation. Durch die Inbetriebnahme der PWB konnte die Belastung des Hauptstromes deutlich reduziert werden. Abbildung 28 zeigt die schematische Darstellung der PWB-Anlage auf der ZKA Ingolstadt.

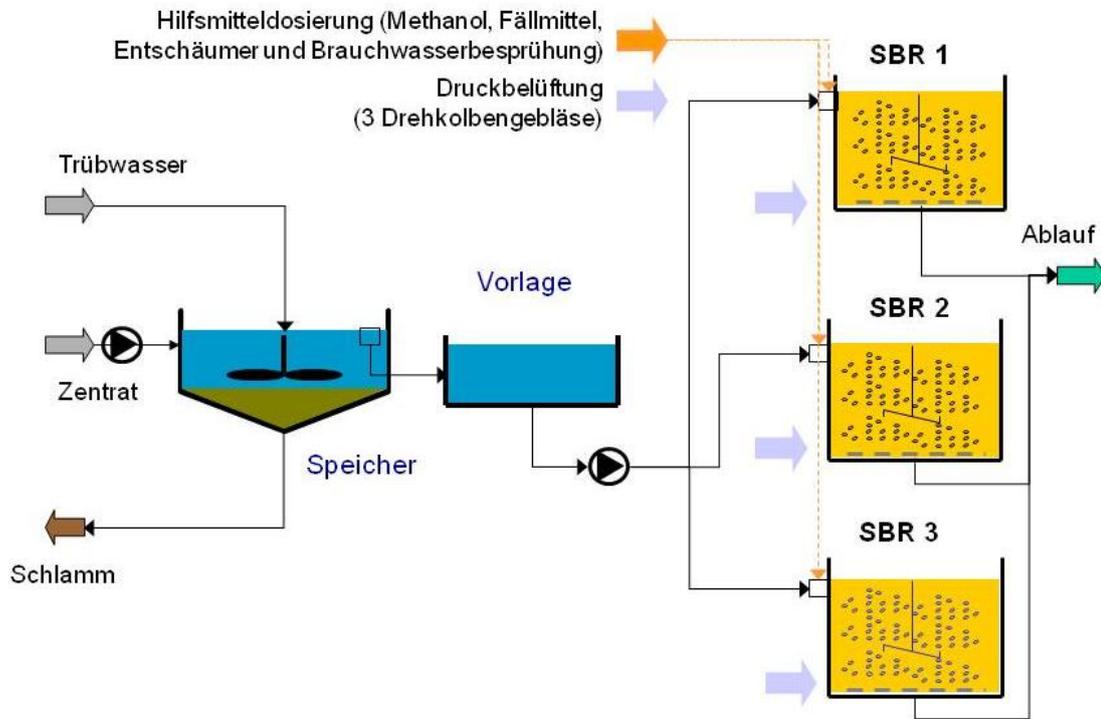


Abbildung 28: Schematische Darstellung der PWB-Anlage (Schreff et al., 2010)

Die Schlammentwässerung auf der ZKA Ingolstadt erfolgt mittels dreier Zentrifugen, die parallel betrieben werden. Beschickt werden sie mit ausgefaultem Schlamm aus den Faulbehältern (Wasseranteil vor der Entwässerung ca. 97%). Nach dem Zentrifugieren besitzt der Schlamm einen Feststoffgehalt von ca. 30%. Als organische Konditionierungsmittel werden Polymere hinzugegeben. Die Zentrifugen werden täglich für rund 8 bis 10 Stunden betrieben, dabei fallen 400-450 m³ Prozesswasser pro Tag an, die dann anschließend in die PWB-Anlage weiter gepumpt werden und dort in den Speicher gelangen.

Das dreistraßige Belebtschlammssystem besteht aus ebenerdig aufgestellten, beschichteten Stahlrundbehältern mit der spezifischen Maschinenteknik eines SBRs (Belüftungs- und Mischsystem, Klarwasserabzug, etc.) und Messtechnik. Neben den Reaktoren stehen noch ein Vorlagebehälter aus Stahlbeton ($V = 250 \text{ m}^3$) sowie ein Speicher ($V = 1.100 \text{ m}^3$) als ebenerdig aufgestellter, beschichteter Stahlrundbehälter zur Verfügung.

4.2 Umbau der Prozesswasserbehandlungsanlage

4.2.1 Allgemeines

Die ZKA Ingolstadt bot sich für die Durchführung des Pilotprojekts wegen ihrer bestehenden Verfahrenstechnik zur Prozesswasserbehandlung an. Die Anlage bestand ursprünglich aus zwei

SBR-Behältern (2002), wurde im Jahr 2007 um einen weiteren SBR erweitert, um ausreichende Betriebssicherheit zu gewährleisten (z.B. für Anlagenrevision).

Die Konstellation ermöglicht u.a. einen vergleichenden Parallelbetrieb zwischen der „konventionellen Technik“ (Nitrifikation/Denitrifikation) und der Deammonifikation im technischen Maßstab.

Der Prozess der Deammonifikation wurde im Belebtschlammverfahren in zwei parallel betriebenen SBR-Reaktoren (SBR 2/3) mit einem Nutzvolumen von jeweils 560 m³ vorgesehen. Der TS-Gehalt sollte auf ca. 6,0 g/l eingestellt werden (Zielwert nach den Erfahrungen aus dem Betrieb des halbtechnischen SBR A).

Der dritte SBR (SBR 1) sollte vorerst weiterhin mit dem herkömmlichen Verfahren mit Nitrifikation/Denitrifikation betrieben. Hierdurch kann eine ausreichende Stickstoffelimination auch während der Umstellungs- und Anlaufphase gewährleistet werden.

Die Belüftung der SBR 2/3 erfolgt über an der Beckensohle installierte Membranbelüfter. Jeder Reaktor wird über ein eigenes Gebläse mit Luft versorgt. Die Sauerstoff-Sollkonzentration wird auf Werte bis maximal 0,3 mg/l eingestellt. Hierfür wurden neue Gebläse mit geringerer Förderleistung erforderlich. In jedem Reaktor befindet sich zudem ein Rührwerk, das die Durchmischung des Reaktorinhalts während der nicht belüfteten Phasen sicherstellt.

Nach Ablauf der Befüll-, Belüftungs- und Rührphasen folgt die Sedimentationsphase. Das Rührwerk und die Belüftung werden abgeschaltet und die Prozesswasserzugabe gestoppt. Der klare Überstand läuft in der nachfolgenden Abzugsphase über einen Dekanter ab. Dazu öffnet der Absperrschieber der Ablaufleitung, bis ein definierter Füllstand erreicht ist. Die Freischaltung des Absperrschiebers erfolgt zu Beginn der Dekantierphase und endet beim Erreichen eines definierten Füllstandes im SBR-Reaktor. Nach Abschluss der Dekantierphase beginnt ein neuer Zyklus.

Für die Planung und Umstellung der PWB-Anlage wurden folgende Parameter für die Bemessung berücksichtigt (Schreff et al, 2010):

- Vorhandenes Reaktionsvolumen: 3 SBR à 560 m³ = 1.680 m³
- Raumumsatzleistung: < 0,5 kg_N/m³ x d bzw. < 0,1 kg_N/kg_{TS} x d
- Bemessungsfracht: 575 kg/d Stickstoff
- Erforderliches Reaktionsvolumen: 2 SBR à 560 m³ = 1.120 m³

4.2.2 Wärmedämmung und Wärmeeintrag

Nach umfangreichen und detaillierten Untersuchungen (Kosten-Nutzen-Betrachtungen) wurde nur die Wärmedämmung von Speicher und zwei Reaktoren sowie die Anpassung der Messtechnik auf Deammonifikation von drei Reaktoren vorgesehen.

Umfangreiche Wärmebilanzen haben gezeigt, dass beide SBRs wärmeisoliert und abgedeckt werden müssen (Abdeckung mit Luken und Entlüftungsöffnung). Zudem musste der Speicher mit Schwimmelementen abgedeckt und isoliert werden (Abbildung 29).

Hierdurch kann auch bei Temperaturen von -5°C bei einer Zentrattemperatur von 25°C in den Reaktoren eine Temperatur von mindestens 20°C gehalten werden.

Die außenliegende Wärmedämmung wurde als herkömmliche, 8 cm dicke, flexible Wärmedämmung vorgesehen. Diese wurde mit einem Trapezblech verkleidet, um ein

einheitliches Bild der SBR 2 und 3 mit Speicher und den Faulbehältern zu erreichen. Die Wärmedämmung wurde über Z-Profile an den Verschraubungen der Stahlplatten befestigt. Die Abschlüsse der Wärmedämmung wurden oben und unten mit Glattblech gegen eintretende Feuchtigkeit und Kleintiere gesichert.



Abbildung 29: Isolierte SBRs 2 und 3, rechts isolierter Speicher mit Schwimmabdeckung (Wagner, 2012)

Vorgesehen war eine Abdeckung der SBRs mittels eines isolierten Aluminiumdaches. Im Zuge der Ausschreibung kam jedoch eine GfK-Abdeckung zum Tragen, die auch begehrbar sein musste.

Im Rahmen der Voruntersuchungen hatte sich herausgestellt, dass die Installation eines Wärmetauschers nicht wirtschaftlich ist. Die Investitionskosten sind erheblich, ebenso der damit zusammenhängende betriebliche Aufwand. Des Weiteren fallen Betriebskosten v.a. in Form von Energiekosten und Wartungsarbeiten bei der Installation eines Wärmetauschers an. Und die Wärmedämmung der Behälter bleibt trotz Einsatz von Wärmetauschern bei den vorliegenden Randbedingungen erforderlich. Da durch die Wärmedämmung das Temperaturniveau in den Reaktoren in ausreichendem Maß gehalten werden kann, wurde auf einen Wärmetauscher verzichtet.

4.2.3 Belüftungssystem

Um die Reaktoren mit Deammonifikation betreiben zu können, mussten zwei der bestehenden, großen Gebläse (90 kW) durch drei kleinere, an die geringeren Luftmengen angepassten Gebläse (30 kW) für drei Reaktoren mit Deammonifikation ausgetauscht werden. Ein großes Gebläse bleibt vorerst für SBR 1 (N/DN) bestehen. Mit den Gebläsen wurden die Rohrleitungen und Belüfterplatten (nur SBR2) angepasst bzw. erneuert, ebenso wie die Zulaufleitung im Speicher (Verlängerung Zulauf unter minimalen Wasserspiegel).

4.2.4 Anpassung der Steuerung

Zusätzlich zu der bisher vorgesehenen Steuerung für "Nitrifikation/Denitrifikation" wurden für alle SBRs zwei Module für Deammonifikation vorgesehen. Ein Modul basierte auf dem sog. PNAA-Verfahrens (modifiziert). Außerdem wurde ein weiteres Modul „Regelung der Belüftung über das Redoxpotenzial“ vorgesehen. Hierzu hatte der universitäre Projektpartner (Lackner/Horn) die entsprechenden Vorgaben für das Lastenheft geliefert. Letzteres Modul kam während der Untersuchungen nicht zum Einsatz (vergl. Kap. 3.1.1.2). Tabelle 12 zeigt die beim Pilotprojekt auf der ZKA Ingolstadt eingesetzten Messungen und Messgeräte.

Tabelle 12: Pilotanlage ZKA Ingolstadt, eingesetzte Online Messtechnik (Wagner, 2012)

Hersteller	Messumformer	Messkette	Signal	Messbereich
Endress+Hauser	CPM 223	Obsint CPS 11D	pH-Wert	1-12 pH
Endress+Hauser	sc1000	Obsint CPS 11D	Temperatur	-50bis +80 °C
Hach Lange	sc1000	3798 sc	Leitfähigkeit	250-2,5 x 10 ⁶ µS/cm
Hach Lange	sc1000	LDO	Sauerstoff	0-20 mg/l
Hach Lange	sc1000	1200 sc	Redoxpotential	(-1500-1500)mV
Hach Lange	sc1000	AN-ISE	Ammonium	0-1000 mg/l
Hach Lange	sc1000	AN-ISE	Nitrat	0-1000 mg/l

4.3 Kostenberechnung

4.3.1 Investitionen

Für die Umstellung von Nitrifikation/Denitrifikation auf Deammonifikation wurden folgende Umrüstungsmaßnahmen erforderlich:

- Anpassung der Gebläse mit Rohrleistungsbau und des Belüftungssystems
- Wärmedämmung und Abdeckung der Behälter (Speicher, SBR 2 und 3)
- Installation zusätzlicher Messtechnik
- Anpassung der Anlagensteuerung

Tabelle 13: Zusammenfassung der Kosten für den Umbau der Prozesswasseranlage auf Deammonifikation (Kostenberechnung Entwurfsplanung, alle Kosten netto)

Belüftungstechnik	34.500 €
Wärmeerhaltung/-zufuhr	184.000 €
EMSR-Technik	73.350 €
Summe Maßnahmen	292.000 €

Die Kostenberechnung hat einen Investitionsbedarf von 292.000 € (netto) für die Realisierung der Baumaßnahmen ergeben. Im vorliegenden Fall wurde ein unerwartet großer Kostenanteil für die unbedingt notwendige Wärmeerhaltung (Wärmedämmung und Abdeckung) verursacht. Aus diesem Grund wird darauf hingewiesen, dass dies bei zukünftigen Planungen (insbesondere bei Umbauten) ausreichend berücksichtigt werden muss.

4.3.2 Betriebskosten

Bisheriger Anlagenbetrieb (SBR mit Nitrifikation/Denitrifikation)

Die Prozesswasserbehandlung auf der ZKA Ingolstadt wurde bisher als SBR-Anlage ausschließlich mit Nitrifikation und Denitrifikation (Zugabe von Methanol als externe C-Quelle) betrieben.

Für diese Betriebsweise wurde ein Stromverbrauch von rund 420.000 kWh pro Jahr festgestellt. Bei einem Strompreis von 0,18 €/kWh brutto beliefen sich die jährlichen Stromkosten auf ca. 75.000 €/a.

Zusätzlich wurden bisher jährlich rund 146.000 € für die knapp 290 t Methanol ausgegeben. Diese Position macht somit weit mehr als die Hälfte der laufenden Kosten aus.

Für die Betreuung der Anlage war ein Personalbedarf von ca. 13 Stunden pro Woche erforderlich. Eingerechnet sind dabei sämtliche Aufwendungen (Instandhaltung, Überwachung, Labor). Die ergibt einen gewichteten Lohnanteil von rund 19.000 €/a.

Bisherige Betriebskosten pro Jahr = 75.000 €/a + 146.000 €/a + 19.000 €/a = **240.000 €/a**

Anlagenbetrieb (Deammonifikation) während des Pilotvorhabens

Während des Pilotvorhabens wurden vereinbarungsgemäß nur 2 SBRs mit Deammonifikation betrieben (SBR 2/3). Der andere SBR (SBR 1) wurde konventionell betrieben, wobei dessen Anteil zwischen 30 und 50 % der Prozesswassermenge lag.

Der Stromverbrauch im o.g. Mischbetrieb reduzierte sich auf etwa 20.000 kWh/Monat bzw. umgerechnet rund 240.000 kWh/a, d.h. auf 57 % des ursprünglichen Verbrauchs. Umgerechnet sind dies Stromkosten von rund 43.000 €.

Der ermittelte elektrische Energiebedarf bei Deammonifikation liegt bei 1,5 kWh/kg N eliminiert oder 1,15 kWh/m³ behandeltes Prozesswasser. Zum Stromverbrauch finden sich in Kapitel 5.5 ausführliche Hinweise.

Die Kosten für Methanol sanken durch den deutlich geringeren Verbrauch (70 t/a) auf aktuell etwa 43.000 € p.a.. Dies ist weniger als 30% des bisherigen Verbrauchs.

Allerdings zeigte sich während des Pilotvorhabens ein deutlich höherer betrieblicher Aufwand. So stieg der wöchentliche Aufwand nun auf 20 Stunden an (+ 50 %).

Da die vorhandene Automatisierung nicht voll genutzt wurde (z.B. manueller Schlammabzug), war mehr Betreuungsaufwand erforderlich, um den Betrieb stabil zu halten. Aber auch der Misch- bzw. Parallelbetrieb von 3 Reaktoren erfordert mehr Zeit für Überwachung und Analytik. Würde man diesen Aufwand auf den praktischen Betrieb projizieren, so ergäbe sich rechnerisch eine halbe Stelle mit 27.500 €/a.

Umgerechnete Betriebskosten pro Jahr = 43.000 €/a + 43.000 €/a + 27.500 €/a = **113.500 €/a**

4.3.3 Einsparungen durch die Betriebsumstellung auf Deammonifikation

Beim Betrieb der PWB-Anlage mit Mischbetrieb (ca. 1/3 konventionell, ca. 2/3 Deammonifikation) konnten somit die Betriebskosten mehr als halbiert werden. Dabei spielt die Reduzierung des Methanolverbrauchs die entscheidende Rolle. Der bisher beobachtete betriebliche Mehraufwand sollte mit zunehmender Betriebserfahrung auf das bisherige Maß zurückgehen.

Durch eine vollständige Betriebsumstellung der Prozesswasserbehandlungsanlage auf Deammonifikation könnten die Betriebskosten einer PWB-Anlage weiter reduziert werden, weil noch wesentlich weniger Strom verbraucht wird und auf die Methanoldosierung gänzlich verzichtet werden kann.

Durch die Umstellung einer Prozesswasserbehandlungsanlage auf Deammonifikation können derzeit somit bis zu 60 % der Betriebskosten gegenüber einem konventionellen Betrieb mit Nitrifikation/Denitrifikation eingespart werden. Mit steigenden Strom- und Methanolpreisen nimmt das Einsparpotenzial weiter zu.

Gesonderte Entsorgungskosten für die Überschussschlammproduktion (aus heterotropher Denitrifikation) aus der PWB-Anlage wurden nicht berücksichtigt.

5 Erkenntnisse aus dem Betrieb (AP 5)

5.1 Einfluss der Belüftungsstrategie

Die Sauerstoffzufuhr ist bei der einstufigen Deammonifikation von entscheidender Bedeutung. Einerseits muss genug Sauerstoff eingetragen werden, um die aerobe Oxidation von Ammonium zu Nitrit zu gewährleisten, andererseits findet die Ammoniumoxidation mit Nitrit nur unter anaeroben Bedingungen statt. Außerdem gilt es eine aerobe Nitritoxidation (zu Nitrat) zu vermeiden.

In den bisherigen großtechnischen Anwendungen werden in SBR – Verfahren prinzipiell zwei Strategien gefahren: intervallweise Belüftung bei maximalen Sauerstoffkonzentrationen von 0,8 – 1,5 mg l⁻¹ oder kontinuierliche Belüftung bei Sauerstoffkonzentrationen von < 0,2 – 0,3 mg l⁻¹. Kontinuierlich belüftete Systeme werden aber oftmals auch mit intermittierenden Einstellungen angefahren.

Auf der Pilotanlage der ZKA Ingolstadt wurden verschiedene Belüftungsstrategien erprobt. Besonders berücksichtigt werden sollte aber auch der Einfluss der Reaktordurchmischung und die Anbringung der Sauerstoffsonde bei Fahrweisen von Sauerstoffkonzentrationen < 1 mg l⁻¹. Untersuchungen zur Sauerstoffkonzentration in unterschiedlichen Reaktortiefen und -stellen

haben bestätigt, dass die Anbringstelle der Sonden einen nicht zu vernachlässigenden Einfluss auf den Messwert und damit den Reaktorbetrieb haben kann.

Die Auswertung der Betriebsdaten in Bezug auf die untersuchten Belüftungseinstellungen für SBR 2 ist in Tabelle 14, für SBR 3 in Tabelle 15 zusammengefasst.

Aus diesen Daten lässt sich folgendes ableiten:

- Kurze Belüftungszeiten (< 6 min) mit Pausenzeiten von > 9 min in Kombination mit hohen Sauerstoffkonzentrationen (1 mg l^{-1}) haben die besten Ergebnisse gezeigt, sowohl was den stabilen Betrieb, die Umsatzleistung, als auch die Eindämmung der Nitratproduktion angeht
- Lange Belüftungszeiten bei niedrigen Sauerstoffkonzentrationen waren in Bezug auf die Nitratproduktion ebenfalls erfolgreich, jedoch konnte nur eine limitierte Umsatzleistung erreicht werden. Aufgrund der Gebläsauslegung war eine Belüftung auf niedrigem Niveau auch nur über eine Abblaseleitung realisierbar, was die Bestimmung der eingetragenen Luftmengen sehr schwierig machte.
- Zu lange Belüftungsphasen mit Sauerstoffkonzentrationen > 0,4 - 0,5 mg/l konnten nicht über längere Zeit ohne Anstieg in der Nitratproduktion eingestellt werden

Tabelle 14: Auswertung der Belüftungseinstellungen in SBR 2. Die Reihenfolge der Werte ist nach der Belüftungslänge aufsteigend angegeben und entspricht keiner zeitlichen Abfolge. Der prozentuale Anteil der Belüftungszeit ist auf die Reaktionszeit des jeweiligen Zyklus bezogen.

Werte #	Belüftung			Sauerstoffkonzentration		NH4-N		NO3-N / NH4-N %
	an min	aus min	Zeit %	mittel mg/l	max. mg/l	Fracht kg-N/m3/d	Abbau %	
57	2	5	25	0,13	0,21	0,05	55	2
11	3	5	33	0,18	0,24	0,08	63	2
21	5	10	31	0,13	0,26	0,03	39	2
17	5	15	34	0,25	0,43	0,06	63	5
12	5	20	19	0,08	k.A.	0,03	72	1
61	6	6	43	0,37	0,93	0,13	76	34
237	6	9	36	0,30	0,90	0,17	85	13
36	6	11	35	0,32	1,05	0,15	84	20
37	6	14	29	0,46	1,01	0,12	77	14
18	25	14	64	0,25	0,28	0,12	73	8
27	28	10	71	0,24	0,56	0,09	72	17

Vergleicht man die Reaktorumsatzleistung mit den Ergebnissen der Batchversuche, lässt sich folgendes feststellen: Abbildung 30 (für SBR 2) und Abbildung 31 (für SBR 3) zeigen einen Vergleich der N_{ges} – Abbauleistung mit der volumenbezogenen Umsatzrate mit den für die Deammonifikation entscheidenden Mikroorganismengruppen (AOB und AnAOB). Dargestellt ist zum einen die mögliche Umsatzrate direkt bestimmt aus den Batchversuchen (links). Dem gegenübergestellt sind die real möglichen Umsatzraten (rechts) bei den jeweiligen Betriebsbedingungen. Diese beziehen sich nur auf die aerobe Reaktionszeit im SBR Zyklus welches das reale Potential des Reaktors abbildet.

Sowohl für SBR 2 als auch für SBR 3 ist festzustellen, dass das Potential der Biomasse in beiden Reaktoren deutlich über den erreichten Umsatzraten liegt. Der Vergleich zwischen potentieller und auf die aerobe Reaktionszeit bezogener Umsatzleistung zeigt deutlich auf, dass beide Reaktoren durch die Länge bzw. Intensität bei der Sauerstoffzufuhr limitiert sind.

Tabelle 15: Auswertung der Belüftungseinstellungen in SBR 3. Die Reihenfolge der Werte ist nach der Belüftungslänge aufsteigend angegeben und entspricht keiner zeitlichen Abfolge. Der prozentuale Anteil der Belüftungszeit ist auf die Reaktionszeit des jeweiligen Zyklus bezogen.

Werte #	Belüftung			Sauerstoffkonzentration		NH4-N		NO3-N / NH4-N %
	an min	aus min	Zeit %	mittel mg/l	max mg/l	Fracht kg-N/m3/d	Abbau %	
20	5	15	25	0,17	0,80	0,07	76	20
371	6	9	37	0,26	0,82	0,18	79	14
11	6	10	37	0,30	1,08	0,16	89	17
35	6	11	35	0,32	0,96	0,16	90	17
33	6	14	33	0,21	0,90	0,13	74	22
68	10	5	54	0,14	0,26	0,10	56	24
9	12	5	58	0,16	0,23	0,13	54	16
27	25	15	62	0,22	0,30	0,12	63	29
18	67	0	83	0,30	0,44	0,18	89	8

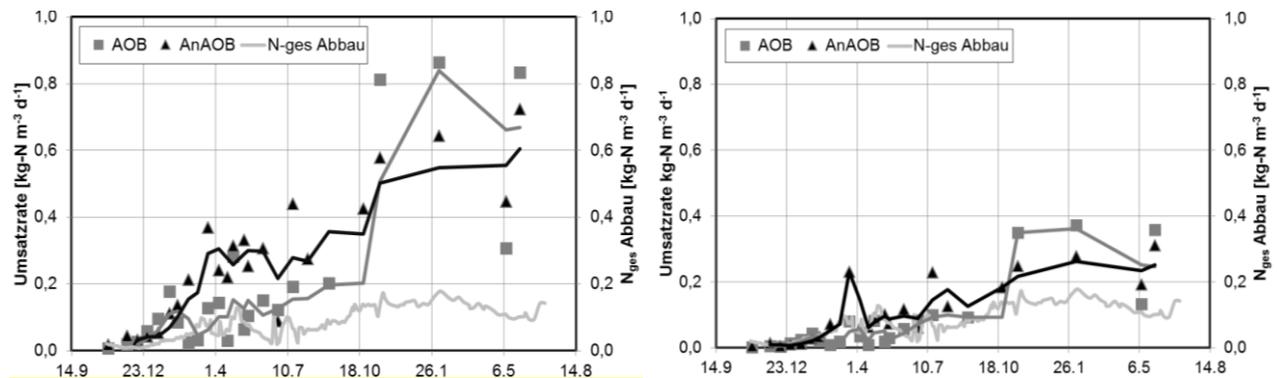


Abbildung 30: Vergleich der aus den Batch Versuchen errechneten volumenbezogenen Umsatzraten der aeroben Ammoniumoxidierer (AOB) und anaeroben Ammoniumoxidierer (AnAOB) mit der N_{ges} Abbauleistung in SBR 2: links – Vergleich mit der absoluten Umsatzrate aus den Batchversuchen; rechts – Vergleich mit der auf die aerobe Reaktionszeit korrigierte Umsatzrate der Batchversuche

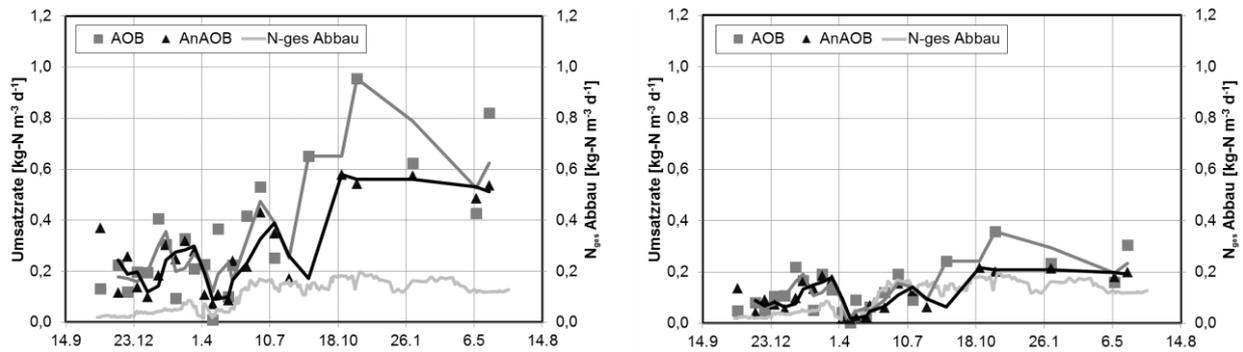


Abbildung 31: Vergleich der aus den Batch Versuchen errechneten volumenbezogenen Umsatzraten der aeroben Ammoniumoxidierer (AOB) und anaeroben Ammoniumoxidierer (AnAOB) mit der Nges Abbauleistung in SBR 3: links – Vergleich mit der absoluten Umsatzrate aus den Batchversuchen; rechts – Vergleich mit der auf die aerobe Reaktionszeit korrigierte Umsatzrate der Batchversuche

Eine richtig dosierte Sauerstoffzufuhr ist bei der Deammonifikation von entscheidender Bedeutung. Daher wurden im Juni 2013 mit den Erkenntnissen aus den unter 3.2.4 beschriebenen Batchversuchen in SBR 3 Tests zur Steigerung des Sauerstoffeintrags bei angepasstem Puls/Pause-Betrieb durchgeführt.

Während eines SBR-Zyklus wurde die Gebläsefrequenz stetig von 17,5 Hertz (Normalbetrieb) auf 20, 25, 30, 35, 40, 45 und 50 Hertz gesteigert. Die Belüftungszeit betrug 6 min, mit einer Pausenzeit von 16 min. Jeweils am Anfang der Belüftungsphase (0 min), nach 3 min und nach 6 min wurde Nitrit gemessen. Ein Anstieg der Nitrit-Konzentration kann so als Anhaltspunkt für die Ausreizung des Systems bzgl. aerober und anaerober Ammoniumoxidationskapazität angesehen werden. Die Daten dieses Testlaufes sind in Tabelle 16 zusammengestellt. Es konnte ein stetiger Anstieg in der Nitrit-Konzentration von anfänglich um die $0,6 \text{ mg l}^{-1}$ auf ca. 2 mg l^{-1} am Ende der Belüftungszeit erreicht werden. Im Anschluss wurde eine Fahrweise bei 40 Hz getestet, um die Auswirkungen eines erhöhten Luftvolumenstroms auf den Betrieb zu untersuchen. Die Umstellung des Reaktorbetriebs auf eine Fahrweise von 6 min Belüften mit 16 min Pause bei einer Gebläsefrequenz von 40 Hz wurde über ca. 16 h beibehalten und ergab aus den Onlinedaten für Ammonium und Nitrat (Auswertung der Abnahme bei der Ammoniumkonzentration und des Anstiegs in der Nitratkonzentration) folgendes:

Tabelle 16: Zusammenfassung der Motorfrequenzsteigerung des Gebläses in SBR 3

#	Belüftung [min]		Frequenz Gebläse Hz	O ₂ mg/l	NO ₂ -N [mg(l)]		
	an	aus			0 min	3 min	6 min
0	6	16	17,5	0,8	0	1,0	0,6*/0,8**
1	6	16	20	0,8	0	1,0	1,0/0,8
2	6	16	25	0,95	0	1,5	1,5/1,0
3	6	16	30	1,1	0	1,5	2,0/1,15
4	6	16	35	1,15	0	1,5	2,0/1,31
5	6	11	40	1,3	0	1,5	3,0/1,58
6	6	16	45	1,5	0	1,5	2,5/1,76
7	6	16	50	2,1	0	1,5	3,0/2,05

* Nitrit Teststreifen

** Lange Küvettentests

Die Nitratproduktion lag in den ersten 10 h zwischen 10-20 % und ist erst bei Abnahme des $\text{NH}_4\text{-N}$ Umsatzes, sehr wahrscheinlich bedingt durch den absinkenden pH – Wert, auf > 20 % angestiegen (siehe Abbildung 32). Es hat sich gezeigt, dass eine deutliche Steigerung zum Normalbetrieb möglich ist. Einer Auswertung der Onlinedaten des Vortages ergab eine $\text{NH}_4\text{-N}$ Umsatz (Tagesmittel) von $143 \pm 28 \text{ mg l}^{-1} \text{ h}^{-1}$, eine $\text{NO}_3\text{-N}$ Produktion (Tagesmittel) von $18 \pm 10 \%$ bei einer Sauerstoffkonzentration von $0,75 \pm 0,03 \text{ mg l}^{-1}$ und einem pH Wert von $7,44 \pm 0,01$. Es muss aber abschließend darauf hingewiesen werden, dass diese Versuche einen Istzustand abbilden und noch keine festen Aussagen auf eine Langzeitwirkung gemacht werden können.

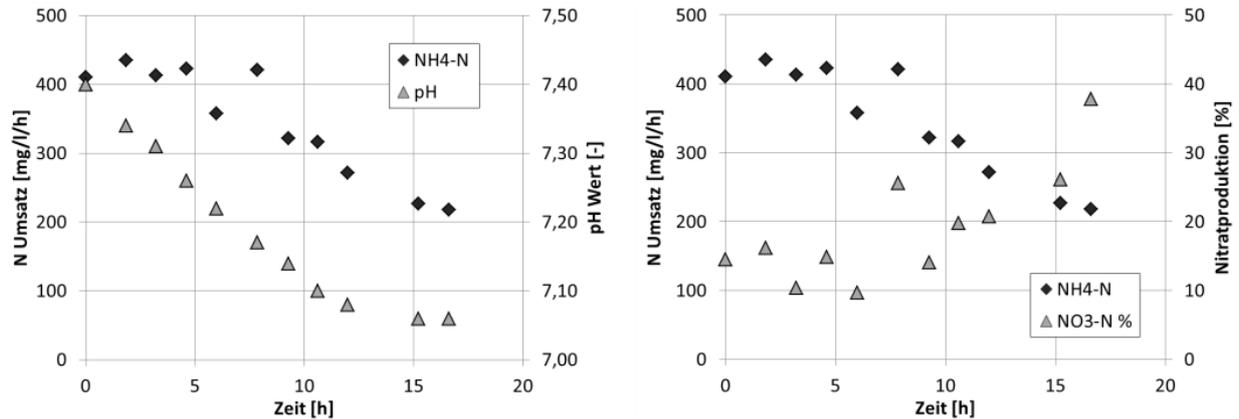


Abbildung 32: Ergebnisse des Gebläse-Tests von Juni 2013 zur Untersuchung des Steigerungspotentials während den Belüftungsphasen (durchgeführt in SBR 3)

5.2 Bedeutung des Feststoffregimes

Das Feststoffregime hat sich als einer der entscheidenden Betriebsparameter herausgestellt. Entscheidend dabei sind sowohl der Trockensubstanzgehalt (TS) im Zulauf als auch im Reaktor. In Abbildung 33 ist der Verlauf des TS und des organischen TS Anteils (oTS) in SBR 2 dargestellt. In den ersten Monaten wurde kein Überschussschlamm aus dem System abgezogen. Auffallend sind die sprunghaften Anstiege im TS im März 2012 und nochmals im Februar 2013. Beide Male setzte mit etwas Verzögerung ein Einbruch oder Rückgang der Umsatzleistung ein. Außerdem ist anzumerken, dass sich erst nach ca. 1 Jahr Betrieb ein stabiler oTS Wert einstellte. Es lässt sich ein klarer Zusammenhang zwischen den TS – Anstiegen und den Rückgängen in der Umsatzleistung ableiten. Obwohl es schwierig ist, mittels Stichprobenmessungen im Zulauf kurzzeitige Stoßbelastungen zu erfassen, lässt sich in Abbildung 34 ein Zusammenhang zwischen $\text{NH}_4\text{-N}$ Umsatz und Zulauf-TS-Konzentration ziehen. In der Phase des stabilsten Reaktorbetriebs im Winter 2012 waren auch die TS-Zulaufkonzentrationen am geringsten.

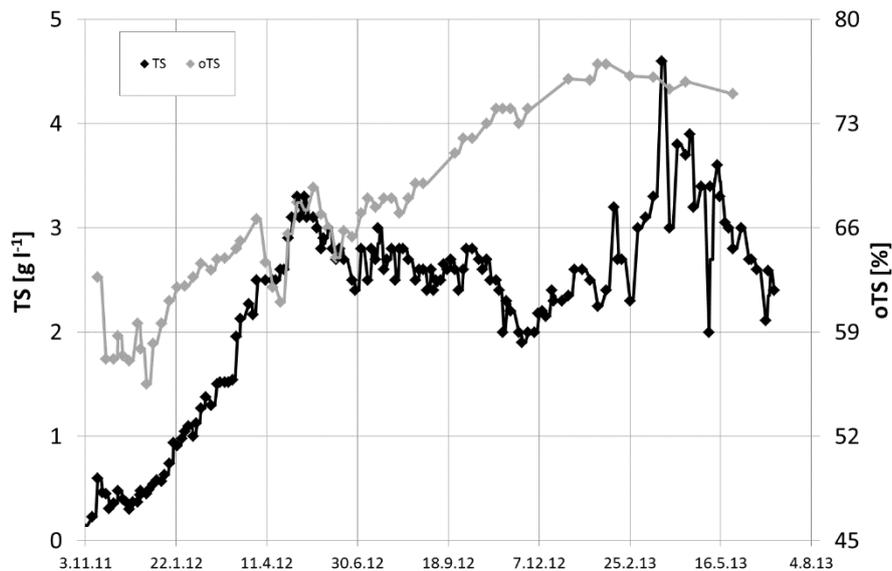


Abbildung 33: Verlauf der TS-Konzentration und des oTS-Anteils in SBR 2

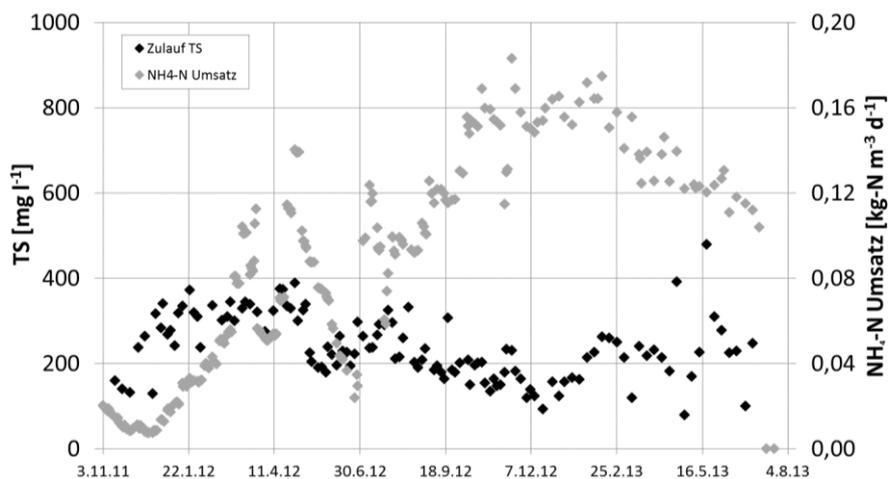


Abbildung 34: Gegenüberstellung der Trockensubstanz (TS) im Zulauf mit dem $\text{NH}_4\text{-N}$ Umsatz in SBR 2

Um den Umsatzrückgängen aufgrund des rapiden TS-Anstiegs zu begegnen, wurde zum ersten Mal im April 2012 damit begonnen, gezielt Überschussschlamm mit dem Klarwasser aus SBR 2 abzuziehen. Wie in Kapitel 3.2.3.2 beschrieben, hat sich eine solche Verfahrensweise vielversprechend gezeigt, insbesondere zur Minimierung der NOB-Aktivität. Diese Vorgehensweise spiegelte sich dann auch in der Verschiebung der Partikelgrößenverteilung zu mehr größeren Partikeln wieder (Abbildung 35).

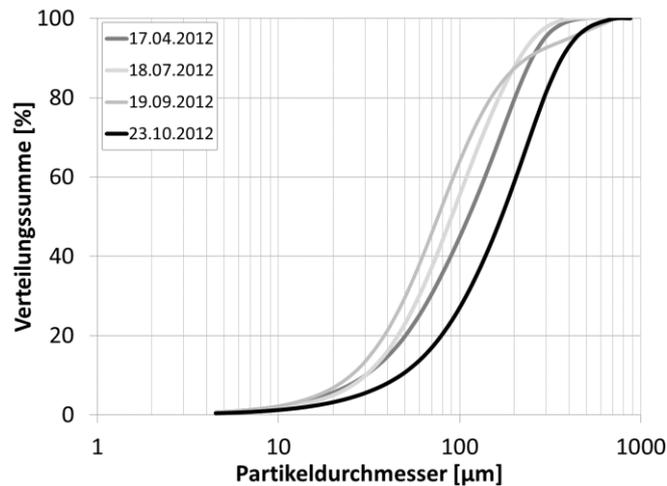


Abbildung 35: Partikelgrößenverteilung zwischen April und Oktober 2012 in SBR 2

Abbildung 36 zeigt den Verlauf der TS-Konzentration und des oTS-Anteils in SBR 3. Aufgrund der höheren TS-Konzentration im Reaktor im Frühjahr 2012 war der TS-Anstieg und der Umsatzeinbruch in SBR 3 nicht so ausgeprägt wie in SBR 2. Der Anstieg im ersten Quartal in 2013 war aber wie in SBR 2 auch in SBR 3 deutlich sichtbar. Da SBR 3 eine andere Historie hat als SBR 2 (Anfahren nach Umbau mit gespeichertem Schlamm mit knapp 4 g l^{-1} TS), konnte das oTS-Gleichgewicht von etwas über 75 % schon im Oktober 2012 erreicht werden.

Eine Korrelation zwischen der N_{ges} -Raumbelastung und der TS-Konzentration im Reaktor (Abbildung 37) zeigt für SBR 2 einen Anstieg der Fracht zwischen TS-Werten von 0,2 und 1,5 g/l . Das spiegelt die Inbetriebnahmephase wieder. Ein weiterer Zusammenhang zwischen TS und N_{ges} -Raumbelastung lässt sich nicht erkennen.

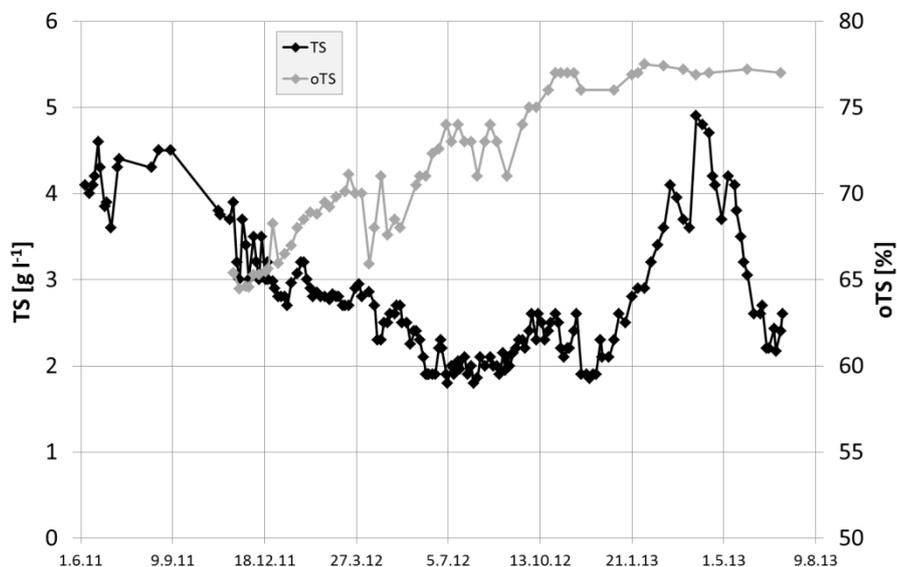


Abbildung 36: Verlauf der TS-Konzentration und des oTS-Anteils in SBR 3

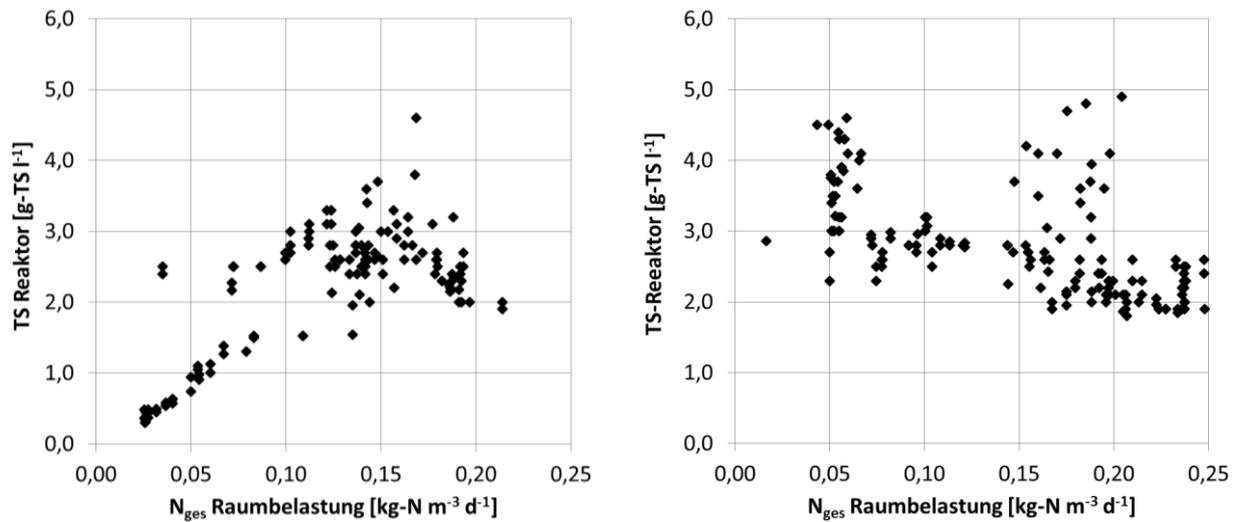


Abbildung 37: Zusammenhang zwischen der N_{ges} -Raumbelastung und der Trockensubstanz (TS). links SBR 2; rechts SBR 3

5.3 Einfluss von pH – Wert und Ammoniakhemmung im Betrieb

5.3.1 Hemmwirkung durch freies Ammoniak bei hohem pH-Wert im halbtechnischen SBR A

Mit steigendem pH-Wert liegt ein höherer Anteil des Ammoniums als Ammoniak vor, der bei Nitritoxidierern schon bei geringen Konzentrationen von ca. 0,1- 1,0 mg l⁻¹ hemmend wirkt, Ammoniumoxidierer hingegen werden erst bei höheren Konzentrationen von ca. 10 - 150 mg l⁻¹ beeinträchtigt. Die Wirkung einer pH-Wert Erhöhung als Möglichkeit der selektiven Hemmung von Nitritoxidierern wurde mit einer pH-geregelten Natronlaugendosierung getestet. Im ersten Schritt wurde der pH-Wert auf 8,0 eingestellt, wodurch bei 30°C und mit der Ammoniumkonzentration von ca. 100 mg N l⁻¹ im Reaktor bereits 6 mg l⁻¹ freies Ammoniak vorlagen. Wegen rückläufiger Ammoniumkonzentrationen (noch ca. 80 mg N l⁻¹) wurde im zweiten Schritt der pH-Wert auf 8,3 eingestellt und damit 9 mg l⁻¹ freies Ammoniak.

In Abbildung 38 ist der absolute Ammoniumabbau und die anteilige Produktion von Nitrat und Nitrit während der Regelung des pH-Wertes dargestellt. Die Anhebung des pH-Wertes auf 8,0 führte nicht zu einer Reduzierung der Nitratproduktion. Wegen des rückläufigen Ammoniumumsatzes stieg die anteilige Nitratproduktion währenddessen sogar noch an.

Die weitere Anhebung des pH-Wertes auf 8,3 führte dann zu einem rapiden Abfall der Nitratproduktion. Die Anammoxaktivität im Reaktor war zu diesem Zeitpunkt sehr niedrig. Daher konnte das Nitrit, welches zuvor zu Nitrat oxidiert worden war, nicht mehr eliminiert werden.

Auch nach einem Herabsetzen des pH-Wertes auf 8,0 blieb die Nitratproduktion weiterhin auf einem niedrigen Niveau. Da die hohen Nitrit-Konzentrationen hemmend auf die Anammoxaktivität wirkten, blieb der Ammoniumabbau insgesamt auf einem niedrigen Niveau.

Eine Hemmung der Nitritoxidation ist mit einer pH Anhebung möglich, die Anammoxaktivität muss aber ausreichen, das gebildete Nitrit abzubauen.

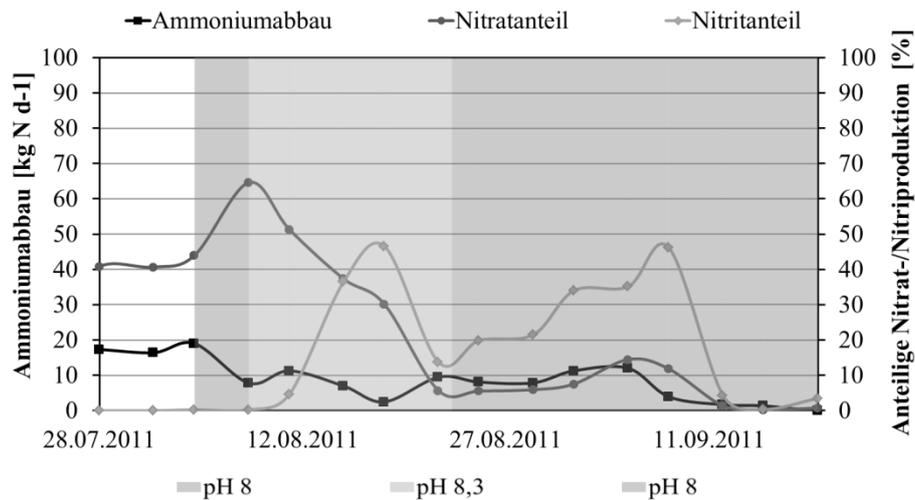


Abbildung 38: Auswirkungen der pH-Wert-abhängigen Hemmung von Nitritoxidierern durch freies Ammoniak auf Ammoniumabbau sowie die daran anteilige Nitrit- und Nitratproduktion

5.3.2 Hemmwirkung durch freien Ammoniak bei hohem pH-Werte in SBR 3 ZKA Ingolstadt

Da in SBR 3 die Nitratproduktion von Juni 2011 bis März 2012 nicht unter die 11 % Grenze gesunken war, wurde in SBR 3 ebenfalls eine pH-Wert Anhebung zur gezielten NOB-Hemmung durchgeführt. Abbildung 39 stellt exemplarisch den erreichten Ammoniumabbau und die Ammoniakkonzentration in SBR 3 gegenüber. Die Phase der pH-Wert-Anhebung auf 8,3 Ende März ist deutlich an der Spitze in der Ammoniakkonzentration zu erkennen. Die maximale Ammoniakkonzentration reichte bis knapp 60 mg l^{-1} .

Diese pH-Wert Anhebung bewirkte einen fast vollständigen Einbruch der Umsatzrate in SBR 3. Da ein Einbruch aber auch in SBR 2 zu beobachten war, kann eine weitere Hemmquelle als Ursache nicht ausgeschlossen werden. Festzuhalten bleibt die rasche Erholung des Systems mit einer danach steil ansteigenden Umsatzrate, die sich seither weiter stabilisiert hat. Die seitdem erreichbare Verringerung der Nitratproduktion auf teilweise $< 10 \%$ des umgesetzten Ammonium lässt eine positive hemmende Wirkung auf die NOB-Population nicht ausschließen.

Um eine pH-Wert-Anhebung wie hier induziert als Instrument für den Betreiber zur gezielten Hemmung der Nitritoxidation einzusetzen, sollte eine Hemmwirkung auf die anderen an der Deammonifikation beteiligten Mikroorganismengruppen (AOB und AnAOB) ausgeschlossen werden. Da während der pH-Wert-Anhebung in SBR 3 ein fast kompletter Verlust der Umsatzleistung zu beobachten war, kann ein Effekt auf den Gesamtprozess derzeit nicht vollkommen ausgeschlossen werden.

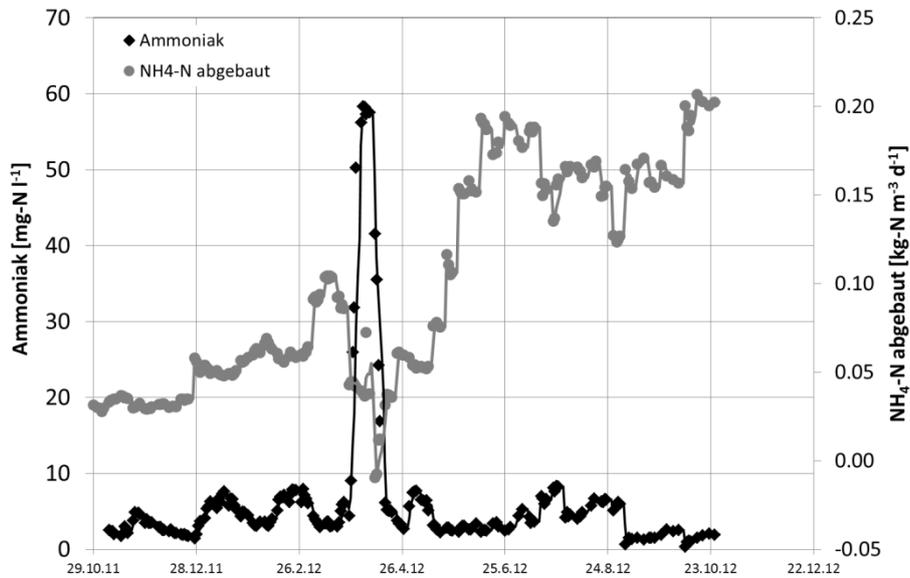


Abbildung 39: Gegenüberstellung der Ammoniakkonzentration und des abgebauten Ammonium in SBR 3

5.4 Bewertung der Umsatzleistung

Ein Vergleich mit anderen großtechnischen Anlagen zur Deammonifikation kann auf der Basis eigens durchgeführter Batchversuche erfolgen (Tabelle 17). Aus den Daten wird ersichtlich, dass zwar die AnAOB-Aktivität eher im unteren Bereich liegt, AOB- und NOB-Werte aber im Vergleich zu den anderen Anlagen ähnliche Größenordnungen aufweisen. Die hohen Werte der KA Landshut erklären sich aus der 2-Stufigkeit dieser Anlage und den dadurch sehr speziell angepassten Biozöosen.

Der Vergleich mit der Literatur zeigt auch bei anderen Anlagen, dass die Inbetriebnahme eine kritische Phase darstellt, die auch auf anderen Anlagen nicht immer reibungslos von statten geht. In Plettenberg, wo ein SBR nach dem DEMON[®] Verfahren betrieben wird, hatten die Betreiber in den ersten 2 Jahren wiederkehrend mit Prozessstörungen zu kämpfen (Hennerkes, 2012). Der Eintrag von TS durch Probleme mit der Filterpresse, aber auch das Einwachsen von Nitritoxidierern wird beschrieben. Die Probleme führten sogar zu einem 2-maligen Neustart der Anlage und einem Umstellen des Steuerungskonzeptes.

Tabelle 17: Vergleich mit anderen Anlagen basierend auf Ergebnissen eigener Batchversuche im Jahr 2012

	AnAOB		AOB		NOB	
	$g\text{NH}_4^+-\text{N kg}^{-1}\text{oTS d}^{-1}$		$g\text{NH}_4^+-\text{N kg}^{-1}\text{oTS d}^{-1}$		$g\text{NO}_2^--\text{N kg}^{-1}\text{oTS d}^{-1}$	
Heidelberg	153	± 4	15	± 1	91	± 11
Balingen	114	± 20	35	± 6	179	± 11
Zürich	77	± 4	25	± 2	95	± 7
Ingolstadt SBR 2	57	± 0	50	± 10	121	± 5
Ingolstadt SBR 3	68	± 3	27	± 5	130	± 11
Landshut	168	± 17	268	± 22	43	± 6

Auch auf der Kläranlage Heidelberg wurden anfangs Probleme durch ungewollten TS-Eintrag und einem damit verbundenen Rückgang der Umsatzleistung beobachtet (Weber und Oelke, 2009). Mit einem Durchsatz von ca. 300 - 350 kg-N d⁻¹ bringt diese Anlage eine Umsatzleistung von ca. 0,3 kg-N m⁻³ d⁻¹ bei einem TS Gehalt von 1,5 – 2 g l⁻¹. Diese Werte liegen im Bereich der Leistungsfähigkeit der PWB Anlage in Ingolstadt.

Höhere Umsatzraten werden zum Teil z.B. von der Anlage in Zürich (Joss et al. 2011, Joss et al. 2009) berichtet, die Werte von ca. 0,5 kg-N m⁻³ d⁻¹ erreicht. Aber auch diese Anlage hatte u.a. im Dezember 2011 mit Schaum und Absetzproblemen zu kämpfen und dabei einen Rückgang in der Umsatzrate auf < 0,1 kg-N m⁻³ d⁻¹ hinnehmen müssen.

5.5 Untersuchung des Energieverbrauchs im Betrieb

Neben dem Verzicht auf den Einsatz externer Kohlenstoffquellen ist die bei der Deammonifikation zu erwartende Stromeinsparung die Hauptmotivation für die Umsetzung dieses Verfahrens.

Der Strombedarf für die Stickstoffelimination aus Prozessabwasser mittels Nitrifikation / Denitrifikation wird mit 4 bis 6 kWh/m³ angegeben. Für die Deammonifikation reduziert sich der Strombedarf um mindestens 50 % auf 1,5 bis 2,0 kWh/m³ (Grömping, 2012).

Im Zuge des Pilotvorhabens auf der ZKA Ingolstadt konnte ein direkter Vergleich des tatsächlichen Stromverbrauchs zwischen den parallel betriebenen Systemen SBR 1 (Nitrifikation/Denitrifikation) und SBR 2 bzw. 3 (Deammonifikation) durchgeführt werden.

Der Gesamtstromverbrauch aller Anlagenteile und Aggregate sowie der jeweilige Stromverbrauch der drei Gebläse wurden gemessen. Der Verbrauch der Rührwerke kann über deren Nennleistung (Umrechnung auf Stromaufnahme mittels $\cos \varphi = 0,8$) und Laufzeiten (SBR 1: 18 h/d, SBR 2/3: 22 h/d) rechnerisch abgeschätzt werden. Die Differenz zwischen Gesamtstromverbrauch und den gemessenen Anteilen aus den Gebläsen sowie den gerechneten Anteilen aus den Rührwerken entspricht den sog. sonstigen Verbrauchern (Pumpen, etc.).

Der bisherige Verbrauch der Prozesswasseranlage lag bei rund 500.000 kWh/a (vergl. Energiestudie 2011). Dies entspricht einem mittleren Stromverbrauch pro Monat von etwa 14.500 kWh/(Monat x SBR) bzw. rund 42.500 kWh/Monat bezogen auf die Gesamtanlage. Der Großteil dieses Energieverbrauchs wird durch die Gebläse verursacht. Durch die Umstellung konnte der Gesamtverbrauch bereits auf 15.000 bis 30.000 kWh/Monat reduziert werden (Abbildung 40), allerdings mit insgesamt geringerer Eliminationsleistung.

Die Durchsatzleistung je Reaktor konnte im Verlauf des Untersuchungszeitraums sukzessive von SBR 1 auf SBR 2 und 3 (Deammonifikation) verschoben werden, da die Leistungsfähigkeit der Deammonifikation gesteigert wurde (Abbildung 41).

Zu Beginn des Untersuchungszeitraums wurden im SBR 1 deutlich höhere Umsatzleistungen als in den SBRs 2 und 3 erzielt (Abbildung 42). Im Verlauf der Untersuchungen glichen sich die Umsätze an bzw. wurden im Winter/Frühjahr 2013 sogar umgedreht. Im Mittel konnten mit der Gesamtanlage rund 5.800 kg Stickstoff pro Monat aus dem Prozesswasser entfernt werden.

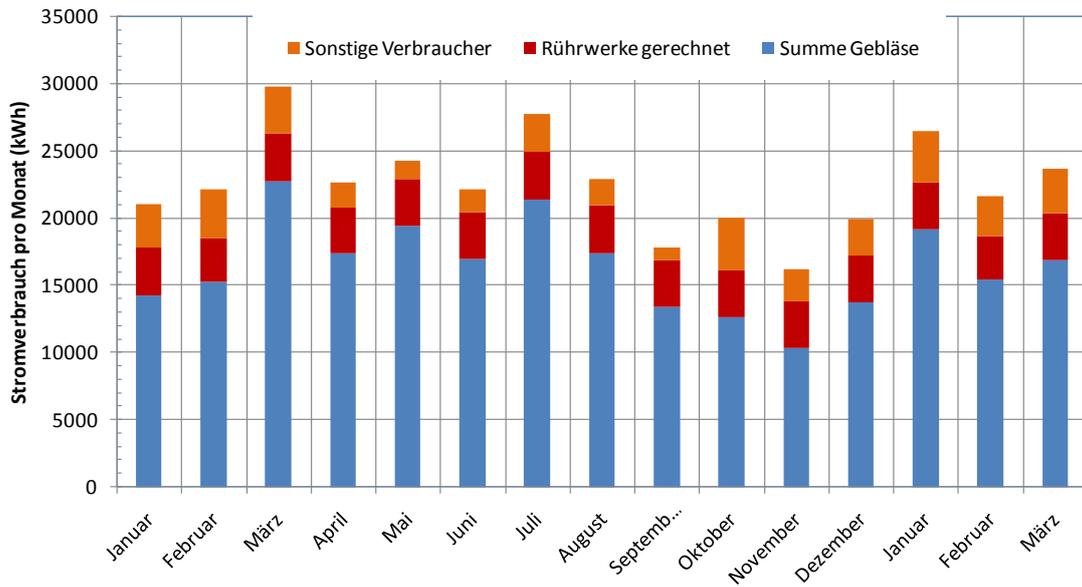


Abbildung 40: Monatlicher Stromverbrauch der gesamten Prozesswasseranlage SBR 1 bis 3, Pilotprojekt Deammonifikation ZKA Ingolstadt (2012/2013)

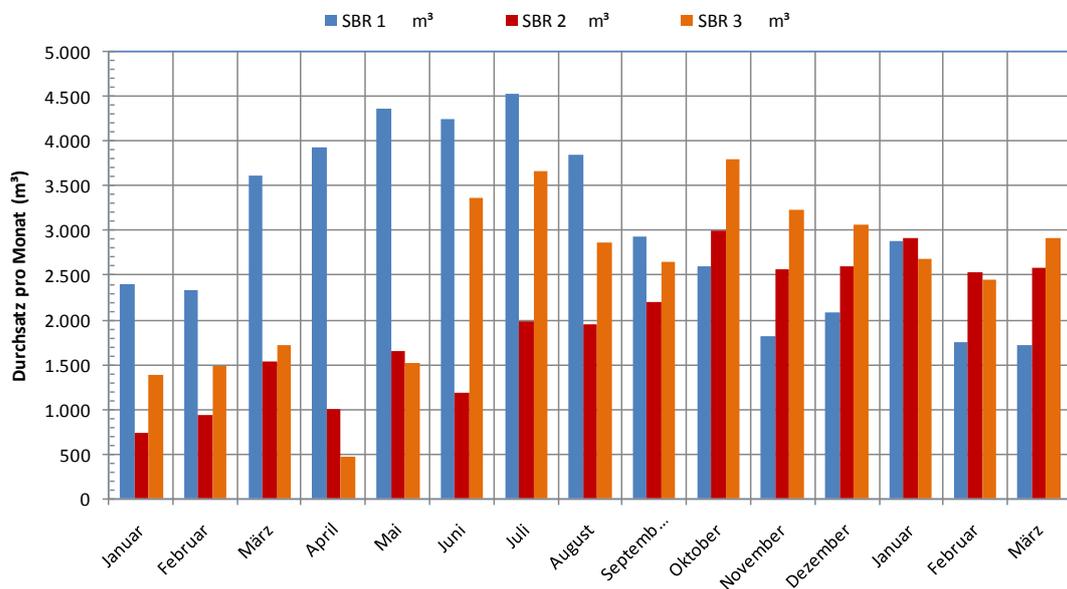


Abbildung 41: Monatliche Durchsatzleistung der Prozesswasseranlage (aufgeteilt nach Reaktor), Pilotprojekt Deammonifikation ZKA Ingolstadt (2012/2013), SBR 1: N/DN, SBR 2/3: Deammonifikation

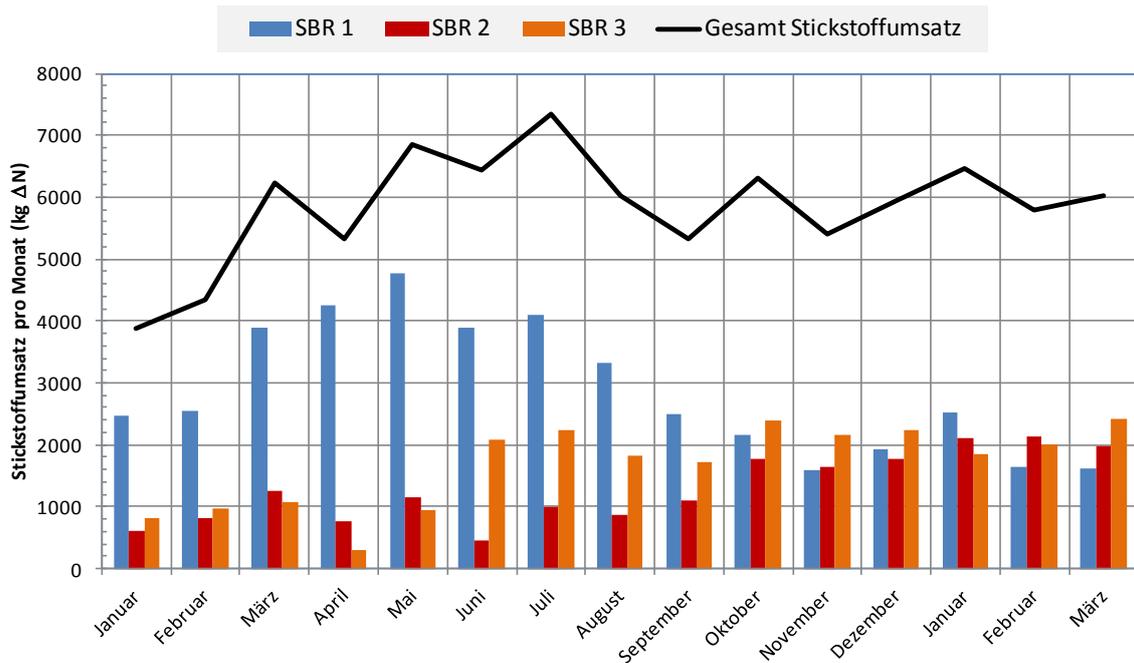


Abbildung 42: Monatlicher Stickstoffumsatz der Prozesswasseranlage (aufgeteilt nach Reaktor), Pilotprojekt Deammonifikation ZKA Ingolstadt (2012/2013), SBR 1: N/DN, SBR 2/3: Deammonifikation

Es bestehen große Unterschiede zwischen den beiden Technologien hinsichtlich der Stromverbrauchsanteile für Gebläse und Rührwerk. Während beim SBR 1 mit Nitrifikation / Denitrifikation nur rund 7 bis 11 % für die Umwälzung benötigt wird, liegt diese Komponente bei SBR 2 und 3 zwischen 25 und 52 %. Mit zunehmender Durchsatzleistung würde sich der Anteil der Umwälzenergie verringern, da der Luftbedarf (Verlängerung der Gebläselaufzeiten bzw. Verringerung der Pausenzeiten) und damit der Gebläseanteil steigt.

Für einen direkten Vergleich der beiden Technologien wurde der direkt zuordenbare Stromverbrauch der drei SBRs (jeweils Gebläse und Rührwerk) auf den Stickstoffumsatz jedes SBRs umgelegt (Abbildung 43).

Diese Auswertung bestätigt den deutlich geringeren spezifischen Stromverbrauch der Deammonifikation. Prinzipiell sinkt der spezifische Stromverbrauch mit zunehmender Umsatzleistung. Bei rund 2.000 kg Stickstoffumsatz pro Monat liegt dieser im SBR 2 und 3 bei nur 2,0 kWh/kgN. Bei höheren Umsätzen zeigt sich tendenziell eine weitere leichte Verringerung. Damit würde der tatsächliche Verbrauch sogar geringfügig unter den prognostizierten Werten liegen.

Bei SBR 1 mit Nitrifikation / Denitrifikation liegt dieser spezifischen Stromverbrauch auch im Bereich hoher Umsatzleistungen von etwa 4.000 kg Stickstoffumsatz pro Monat noch immer bei rund 4,0 kWh/kgN.

Somit ist davon auszugehen, dass durch den vollständigen Einsatz der Deammonifikation zur Prozesswasserbehandlung in jedem Fall mehr als eine Halbierung des Stromverbrauchs zu erwarten ist.

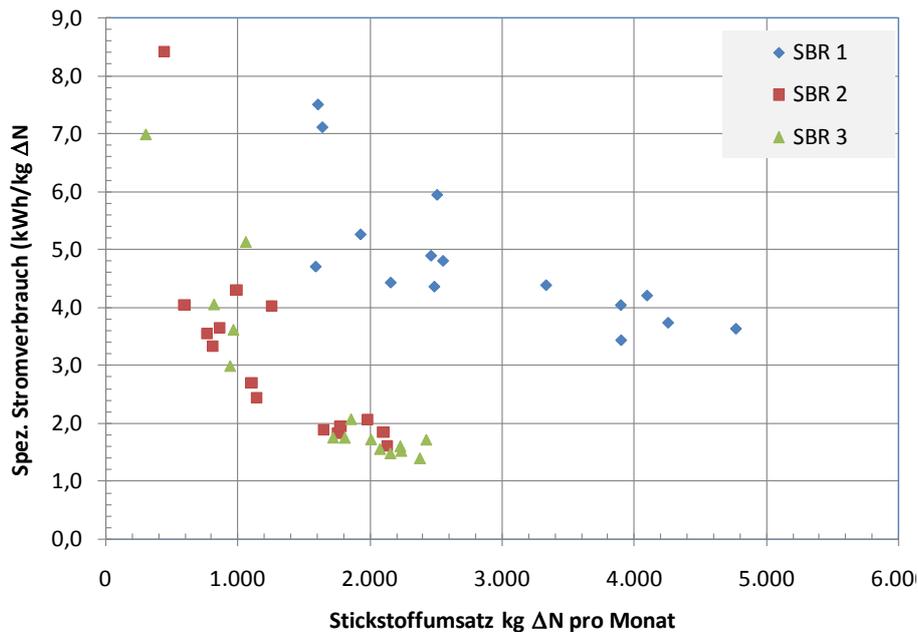


Abbildung 43: Spezifischer Stromverbrauch bezogen auf den Stickstoffumsatz der Prozesswasseranlage (aufgeteilt nach Reaktor), Pilotprojekt Deammonifikation ZKA Ingolstadt, , SBR 1: N/DN, SBR 2/3: Deammonifikation

6 Hinweise für die Bemessung und den Betrieb von Anlagen zur Deammonifikation

6.1 Bemessungsgrundlagen

6.1.1 Planerische Randbedingungen

Bei der Planung und beim Betrieb einer biologischen Behandlungsanlage für Prozessabwasser sind folgende Randbedingungen von Bedeutung:

- hohes Niveau an Stickstoffkonzentrationen (600 bis 1500 mg/l)
- erhöhte und ausgeglichene Temperaturen
- geringer Volumenstrom
- ggf. schwankende Entwässerungsleistung im Wochenverlauf

Diese Voraussetzungen führen wiederum zu signifikanten Rückschlüssen auf die Konzeption einer Anlage zur biologischen Behandlung von Prozessabwässern aus der Schlammbehandlung:

- Die hydraulische Bemessung ist von untergeordneter Bedeutung (geringer Volumenstrom).
- Unter Beachtung von Hemmeffekten können günstige reaktionskinetische Voraussetzungen im Reaktor geschaffen werden (hohes Schmutzfracht- und Temperaturniveau).
- Zu beachten ist der Anteil an Feststoffen im Prozessabwasser (je nach Verfahren)
- Die Anforderungen an die Ablaufqualität bezüglich Suspensa (bzw. CSB und P) ist von untergeordneter Bedeutung, da die Einleitung i.d.R. in den Zulauf der Kläranlage erfolgt.

Wesentlich ist die Festlegung der Ablaufqualität (Zielsetzung Teilstrombehandlung) jedoch bei den Stickstoffparametern im Teilstrom:

Bei der Konzeption von SBR-Anlagen zur biologischen Prozessabwasserbehandlung ist zu prüfen, ob eine Vorbehandlung notwendig ist. Dies hängt im Wesentlichen von den zu behandelnden Abwasserströmen ab. Erhöhte Feststoffkonzentrationen (z.B. aus Trübwasser oder Spülwasser aus den Zentrifugen) müssen vorher durch entsprechende Sedimentation abgetrennt werden. Diese Vorreinigung kann ggfs. in den Vorlagespeicher integriert werden. Zur Temperaturenerhaltung sollte - je nach Bauweise - eine Wärmedämmung vorgesehen werden (siehe Kapitel 6.3.3)

6.1.3 Kennwerte Prozessabwasser

Maßgebend für die Bemessung einer Anlage zur Prozesswasserbehandlung im Nebenstrom sind:

- Mittlerer und maximaler Prozesswasseranfall in m³/d
- CSB- und Stickstofffrachten (Mittelwerte, 85%-Werte bzw. nach Festlegung)
- Abwasserzusammensetzung (CSB-, Stickstoff- und Feststoffkonzentrationen, Säurekapazität)
- Zeitliche Charakteristik des Abwasseranfalls im Wochenverlauf
- Zentrat- bzw. Filtrat-Temperaturen im Jahresverlauf sowie Lufttemperaturen

Der Prozesswasseranfall (Zentrat aus dem entwässerten Klärschlamm und evtl. Trübwasser aus der Faulung) entspricht in erster Näherung der Faulbehälterbeschickung mit Primär- und Überschussschlamm (Input Flockungshilfsmittel und Output Klärschlamm vernachlässigt):

$$Q_{PW} = Q_{PS} + Q_{ÜS}$$

Die genaue Zentratmenge berechnet sich aus der Differenz zwischen dem Zulauf zur Entwässerung (Q_{FS}) und der entwässerten Klärschlammmenge (Q_{KS}) unter Berücksichtigung der Flockungsmittelzugabe (Q_{FHM}):

$$Q_Z = Q_{FS} - Q_{KS} + Q_{FHM}$$

Die Konzentrationen im Prozessabwasser werden primär durch den Abbaugrad in der Faulung sowie die dort eingestellten TR-Gehalte beeinflusst. Beide Parameter sind im laufenden Betrieb bestimmten Schwankungen unterworfen.

Für die eigentliche Bemessung sind folgende charakteristische Werte im Abwasser im Zusammenhang mit den Prozessabwassermengen zu ermitteln:

- CSB homogenisiert, CSB filtriert
- TKN und Ammoniumstickstoff (NH₄-N)
- Abfiltrierbare Stoffe (AFS)
- Säurekapazität $K_{S4,3}$

Bei Anlagen zur Deammonifikation wird empfohlen, im Rahmen der Bemessung mehrere Lastfälle zu betrachten. Maßgebend sind Inbetriebnahme (Minimalbelastung), IST-Zustand (Normalbelastung) und Maximalbelastung (inkl. einer langfristige Belastungszunahme, z.B. Annahme von Co-Substraten).

6.2 Speicher- und Absetzbecken

6.2.1 Volumenermittlung

Es wird in jedem Fall die Installation eines Speichers empfohlen, auch bei Anlagen, die ganzjährig rund um die Uhr entwässern. Nur mit einem Speicher ist eine Entkopplung des Reaktorbetriebs vom Zulauf möglich.

Bei Anlagen mit unregelmäßiger Entwässerungsleistung übernimmt ein Speicher den Tages- und Wochenausgleich. Aus dieser Anforderung kann das notwendige Speichervolumen rechnerisch abgeleitet werden. Üblicherweise wird ein Nutzvolumen in Höhe des 1,0- bis 1,5-fachen täglichen Prozesswasseranfalls vorgesehen.

Ein größeres Volumen wird nicht empfohlen, um Wärmeverluste zu reduzieren. Andernfalls wäre ein gezieltes Wärmemanagement (Wärmedämmung/Wärmeeintrag) notwendig (siehe auch Kapitel 6.3.3).

6.2.2 Ausführung

Neben der o.g. Pufferwirkung kann mit dem Speicher auch eine Feststoffabtrennung sowie eine Vergleichmäßigung erreicht werden. Noch günstiger wäre eine Trennung der Funktionsbereiche, mit einem vorgeschalteten Absetzbecken und einem getrennten Pufferbecken.

Für den Aufbau eines Speichers bietet sich ein zylindrischer Behälter an, der im Bereich der Sohle konusartig zusammenläuft, um einen Schlammabzug zu ermöglichen. Im Speicher ist ein Schlammabzug bzw. Feststoffmanagement (Wechsel zwischen Sedimentationsphasen und Homogenisierung des Behälterinhalts) sinnvoll, da eine stoßartige Belastung der SBRs mit Feststoffen sich negativ auf die Anlagenleistung auswirken kann.

Ein Rührwerk zur schnellen Durchmischung des Behälterinhalts wird empfohlen. Zur ersten Abschätzung kann mit einer spezifischen Umwälzleistung von etwa 5 W/m^3 gerechnet werden.

6.3 SBR-Stufe zur Deammonifikation

6.3.1 Grundsätzliches zum SBR-Betrieb

In Abbildung 45 ist ein typisches Zyklusprogramm für eine deammonifizierende Anlagen im SBR-Verfahren mit den einzelnen Prozessphasen schematisch dargestellt.

Die Beschickung mit Prozesswasser erfolgt mindestens zu Zyklusbeginn oder auch mehrmals im Wechsel zwischen Befüll- und Belüftungsphasen. Während eines Zyklus werden bis zu 10 % des Reaktorvolumens ausgetauscht. Während der Befüllung kann umgewälzt oder belüftet werden.

Die Länge und die Intensität der Belüftung kann über Zeit/Pause sowie über die Vorgabe von Sauerstoff-Sollwerten gesteuert bzw. geregelt werden. Während der nicht belüfteten Phasen muss die Durchmischung des Reaktorinhalts sichergestellt werden.

Nach Ablauf der Befüll-, Belüftungs- und Rührphasen folgt die Sedimentationsphase. Die Dauer kann nach betrieblichem Erfordernis eingestellt werden. Das Rührwerk und die Belüftung werden abgeschaltet und die Prozesswasserzugabe gestoppt. Der klare Überstand läuft in der zu wählenden Abzugsphase über einen Dekanter ab. Dazu öffnet der Absperrschieber der Ablaufleitung, bis ein definierter Füllstand erreicht ist. Nach Abschluss der Dekantierphase beginnt ein neuer Zyklus.

Die Dauer der Phasen "Füllen, Belüften, Mischen, Absetzen und Abziehen" werden über Zeitvorgaben gesteuert. Zukünftig ist zu untersuchen, inwieweit über Online-Messwerte für Ammonium, Nitrat/Nitrit, pH-Wert, Leitfähigkeit, Redoxpotenzial und Sauerstoff geregelt werden kann.

Nachfolgend ist das für die Pilotanlage entwickelte Programm dargestellt (Abbildung 45).

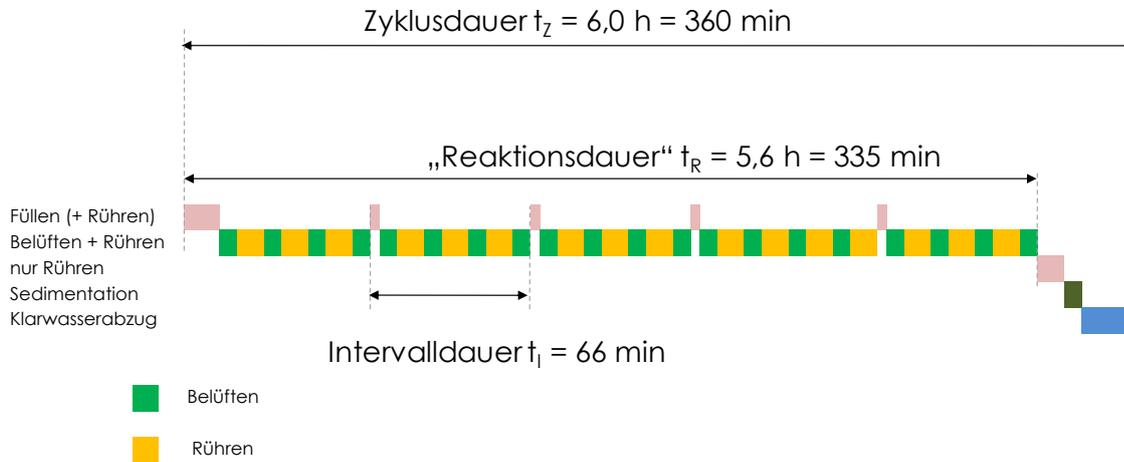


Abbildung 45: Zyklusprogramm zur Deammonifikation im SBR-Verfahren (SBR 2 und SBR 3 Pilotanlage, ZKA Ingolstadt)

Nach Erreichen der maximalen Füllung des Beckens oder nach Ablauf der Reaktionszeit werden die Belüftung und das Rührwerk abgeschaltet, damit der Schlamm sedimentieren kann. Nach der Absetzphase wird das gereinigte Abwasser abgezogen. Die Gesamtdauer eines Gesamtzyklus beträgt i.d.R. zwischen 4 und 8 Stunden.

Die Dauer und die Häufigkeit einzelner Prozessphasen werden dabei auf die Zusammensetzung des zu behandelnden Prozesswassers (Ammoniumkonzentration, pH-Wert, Leitfähigkeit, etc.) und auf die standortspezifischen Bedingungen (Reinigungsanforderung) eingestellt.

6.3.2 Bemessung des Reaktorvolumens

6.3.2.1 Überlegungen zur Bemessung einer einstufigen SBR-Anlage mit Deammonifikation

Volumenaustauschverhältnis und Anfangskonzentration

Das Austauschvolumen ist ein wesentlicher Parameter zur Bemessung von SBR-Anlagen. Es beschreibt das Verhältnis von Füllvolumen zum Behälterinhalt bei Vollfüllung.

Durch Variation der Volumenaustauschrate verändert sich der Konzentrationsgradient. Dadurch kann gezielt Einfluss auf die Randbedingungen für das biologische System genommen werden:

$$f_a = \frac{\Delta V}{V_R} \quad (\text{Gleichung 1})$$

ΔV = Füllvolumen je Zyklus / Intervall [m^3], V_R = Reaktorvolumen [m^3]

Bei zu hohen Austauschraten kann es durch erhöhte $\text{NH}_4\text{-N}$ -Anfangskonzentrationen zu einer Ammoniakhemmung kommen, insbesondere wenn erhöhte pH-Werte und Temperaturen damit

einhergehen (vergl. Kap. 3.2.3.3). Aus den Daten der Pilotanlage ergab sich ein sinnvoller Bereich für den pH-Wert zwischen 7,0 und 7,4.

Die Anfangskonzentration kann wie folgt berechnet werden:

$$C_0 = \frac{V_0 \times C_{\text{NH}_4\text{-N,ab}} + \Delta V \times C_{\text{NH}_4\text{-N,zu}}}{V_R} \quad (\text{Gleichung 2})$$

NH ₄ -N-Anfangskonzentration	C ₀	[mg/l]
NH ₄ -N-Zulaufkonzentration	C _{NH₄-N,zu}	[mg/l]
NH ₄ -N-Ablaufkonzentration vom vorhergehenden Zyklus	C _{NH₄-N,ab}	[mg/l]
Restvolumen am Zyklusende nach Klarwasserabzug	V ₀	[m ³]
Füllvolumen je Zyklus / Intervall	Δ V	[m ³]
Reaktorvolumen	V _R = V ₀ + ΔV	[m ³]

Schlammalter

Als Schlammalter (t_{TS}) wird die mittlere Aufenthaltszeit einer Schlammflocke im Belebungsbecken bzw. im SBR bezeichnet (DWA, 2003). Das Schlammalter selbst ist als Quotient aus Trockenmasse des Schlammes im Belebungsbecken (M_X) und der im Mittel täglich produzierten und abgezogenen Trockenmasse an Schlamm definiert (siehe (Gleichung 3)).

$$t_{\text{TS}} = \frac{V_R \times \text{TS}}{Q_{\text{ÜS,d}} \times \text{TS}_{\text{ÜS}} + Q_d \times X_{\text{TS}}} \quad (\text{Gleichung 3})$$

Volumen des Reaktors	V _R	[m ³]
Trockensubstanzgehalt	TS	[kg/m ³]
Trockensubstanzgehalt im Überschussschlamm	TS _{ÜS}	[kg/m ³]
Täglicher Überschussschlammabzug (Wochenmittel)	Q _{ÜS,d}	[m ³ /d]
Abfiltrierbare Stoffe im Ablauf	X _{TS}	[kg/m ³]
Täglicher Abwasserzufluss/-abfluss	Q _d	[m ³ /d]

Das Schlammalter ist bei "klassischen" Belebungsanlagen der wesentliche Parameter zur Bemessung auf Nitrifikation und Denitrifikation. Aufgrund der relativ geringen Wachstumsrate von nitrifizierenden Bakterien muss ein Mindestschlammalter eingehalten werden, das stark von der Abwassertemperatur abhängt.

Einstufige Belebtschlammssysteme orientieren sich daher an den langsam wachsenden Nitrifikanten. Schneller wachsende heterotrophe Organismen (CSB-Abbau) sind in diesen Systemen ausreichend vorhanden, so dass kein besonderes Augenmerk auf die heterotrophen Organismen gerichtet werden muss.

Änderungen bei der Schlammproduktion (abhängig von der zufließenden CSB-Fracht) oder beim Schlammabzug bzw. Schlammabtrieb führen zu einer Verschiebung des Schlammalters.

Bei der Deammonifikation handelt es sich um ein Verfahren, bei dem zwei grundsätzliche verschiedene Stoffwechselschritte ablaufen. Im ersten Schritt wird ca. die Hälfte der Ammonium-Fracht mit Hilfe von Sauerstoff und ammoniumoxidierenden Bakterien zu Nitrit oxidiert (AOBs). Dieser Vorgang wird auch als partielle Nitritation bezeichnet. Diese Bakterien haben im charakteristischen Temperaturbereich (> 25 °C) vergleichsweise hohe

Wachstumsraten, d.h. sie können sich bereits bei einem Schlammalter von deutlich unter zwei Tagen im System etablieren. Liegt das Schlammalter nur wenig über zwei Tagen, so können sich Organismen ausbilden, die das vorhandene Nitrit weiter zu Nitrat oxidieren (NOBs). Diese unerwünschten Organismen haben insbesondere im Temperaturbereichen unter 25°C Wachstumsvorteile gegenüber den AOBs (siehe dazu die Batchversuche in Abschnitt 3.2.3.1, Abbildung 16 und 19). Die Situation wird bei der hier untersuchten einstufigen Deammonifikation noch kompliziert, da die anaerob-ammoniumoxidierenden Bakterien (AnAOB), die den verbleibenden Ammoniumanteil mit dem entstandenen Nitrit als Elektronenakzeptor zu gasförmigen elementaren Stickstoff oxidieren, extrem geringe Wachstumsraten haben. Literaturangaben zum erforderlichen Mindestschlammalter beziehen sich auf einen Wert von mindestens 30 Tagen, auch bei Abwassertemperaturen über 25°C.

Aufgrund dieser differenzierten Anforderungen an das Schlammalter der beteiligten Organismengruppen erscheint dieser Parameter ungeeignet bzw. nicht maßgebend für die Bemessung des erforderlichen Reaktionsvolumens.

Allerdings ist beim Betrieb auf einen kontrollierten und differenzierten Schlammabzug zu achten (siehe Kapitel 3.2.3.2 und 5.2).

Feststoffeintrag und Schlammalter

Die o.g. Gleichung 3 basiert auf einer Massenbilanz, bei der der Feststoffeintrag in das Belebtschlammssystem vernachlässigt wird, weil sein Anteil gegenüber dem TS-Gehalt sowie der "echten" Überschussschlammproduktion relativ gering ist (vergl. kommunales Abwasser).

Bei Prozesswasseranlagen mit Deammonifikation kann der Feststoffeintrag das System maßgeblich beeinflussen, da dieser Prozess, von geringem Schlammwachstum geprägt ist.

Beispiel:

Bei einer $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentration von 1.000 mg/l im Rohabwasser, einem N-Wirkungsgrad von 85 % und einer spezifischen $\dot{\text{U}}\text{S}$ -Produktion von 0,05 $\text{kg}_{\text{TS}} / \text{kg}_{\text{NH}_4\text{-N}}$ (Annahme) ergibt sich ein $\dot{\text{U}}\text{S}$ -Anfall von 0,040 kg TS pro m^3 Prozessabwasser. Gleichzeitig gelangen mit dem Rohabwasser rund 200 mg/l an Feststoffen aus der Schlammmentwässerung in die Anlage. Legt man nun eine Hydrolyserate von 25 % (bezogen auf den organischen Anteil, bei 50 % GV) zugrunde, so resultiert ein $\dot{\text{U}}\text{S}$ -Anfall von 0,15 kg TS pro m^3 Prozessabwasser, d.h. um den Faktor 3,75 höher als der biologische $\dot{\text{U}}\text{S}$ -Anfall aus der Deammonifikation.

In der Pilotanlage konnte aber trotz einer solchen Bilanz die Biomasseaktivität gesteigert werden und auch der oTS-Anteil des Schlammes erhöhte sich stetig auf > 75 % (siehe Kapitel 5.2). Der Zusammenhang zwischen dem Zulauf-TS und der Umsatzleistung konnte im Rahmen dieses Projektes nicht vollständig geklärt werden.

Vergleichende Betrachtungen haben jedoch gezeigt, dass der Feststoffeintrag aus der Entwässerung zu minimieren ist, da andernfalls das - für den Prozess der Deammonifikation zwingend erforderliche - hohe Schlammalter nicht stabil gehalten werden kann. Eine Erhöhung des Abscheidegrads kann beispielsweise durch die Optimierung der FHM-Dosierung in der Entwässerung und vor allem durch einen Dauerbetrieb bei Zentrifugen (Reduzieren von Spülvorgängen beim An- und Abfahren) erreicht werden.

Belastungskennwerte und Umsatzraten

Für die Bemessung des Reaktionsvolumens bei der Deammonifikation stehen noch keine anerkannten Regeln zur Verfügung. Das entsprechende Know-how existiert im Wesentlichen bei den Firmen, die die jeweiligen Technologien vertreten.

Üblicherweise werden bis dato in der Literatur nur $\text{NH}_4\text{-N}$ -Raum-Umsatzleistungen bzw. $\text{NH}_4\text{-N}$ -Raumbelastungen angegeben, um die Leistungsfähigkeit einer PWB mit Deammonifikation zu beschreiben.

Die $\text{NH}_4\text{-N}$ -Raumbelastung wird gemäß (Gleichung 4) berechnet:

$$B_R = \frac{B_{d,N}}{V_R} \quad [\text{kg-N}/(\text{m}^3 \times \text{d})] \quad (\text{Gleichung 4})$$

Stickstoff ($\text{NH}_4\text{-N}$)-Schmutzfracht: $B_{d,\text{NH-N}}$ [kg/d]

Reaktorvolumen: V_R [m^3]

Abbildung 46 zeigt eine Zusammenstellung von Umsatzleistungen aus verschiedenen Anlagen mit Deammonifikation. Hierbei ist jedoch zu beachten, dass diese Aufstellungen Werte aus der Literatur darstellen, bei denen nicht gesichert ist, ob damit in der Praxis dauerhaft erreichte Werte oder Rechenwerte (Auslegungsgrößen) oder Ergebnisse aus Pilotversuchen gemeint sind. Es ist davon auszugehen, dass einige Ergebnisse unter "Laborbedingungen" erzielt wurden, da sie zum Teil deutlich über den im Durchschnitt auf den Anlagen erreichten Umsatzraten liegen.

Die höchsten Werte werden dabei von Biofilmanlagen (Wirbelbett) mit $0,8 - 1,1 \text{ kg}_{\text{NH}_4\text{-N}} \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ erbracht, da Biofilmanlagen generell auch deutlich höhere Biomassekonzentrationen aufweisen. Außerdem erfolgt bei zweistufigen Anlagen die Angabe der Raumbelastung oftmals ohne Berücksichtigung der ersten Stufe (Nitritation). Die Anlage in Hattingen ist die einzige Biofilmanlage (Wirbelbett), für die Betriebswerte unter $0,8 \text{ kg}_{\text{NH}_4\text{-N}} \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ genannt werden.

Die Angaben für einstufige Belebtschlammssysteme (z.B. KA Gütersloh) liegen zwischen $0,2$ und $0,6 \text{ kg}_{\text{NH}_4\text{-N}} \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$. Für Anlagen, die nach dem DEMON-System betrieben werden (z.B. ARA Strass, KA Heidelberg), finden sich in der Literatur Umsatzraten im Bereich von $0,5 \text{ kg}_{\text{NH}_4\text{-N}} \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$.

Aus dieser Darstellung wird ersichtlich, dass die in Ingolstadt für die ursprüngliche Bemessung gewählte Raumbelastung von $0,45 \text{ kg}_{\text{NH}_4\text{-N}} \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ eigentlich im Mittelfeld liegen würde. Die tatsächlich erreichten Werte im Dauerbetrieb mit max. $0,2 \text{ kg}_{\text{NH}_4\text{-N}} \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ lagen allerdings deutlich niedriger.

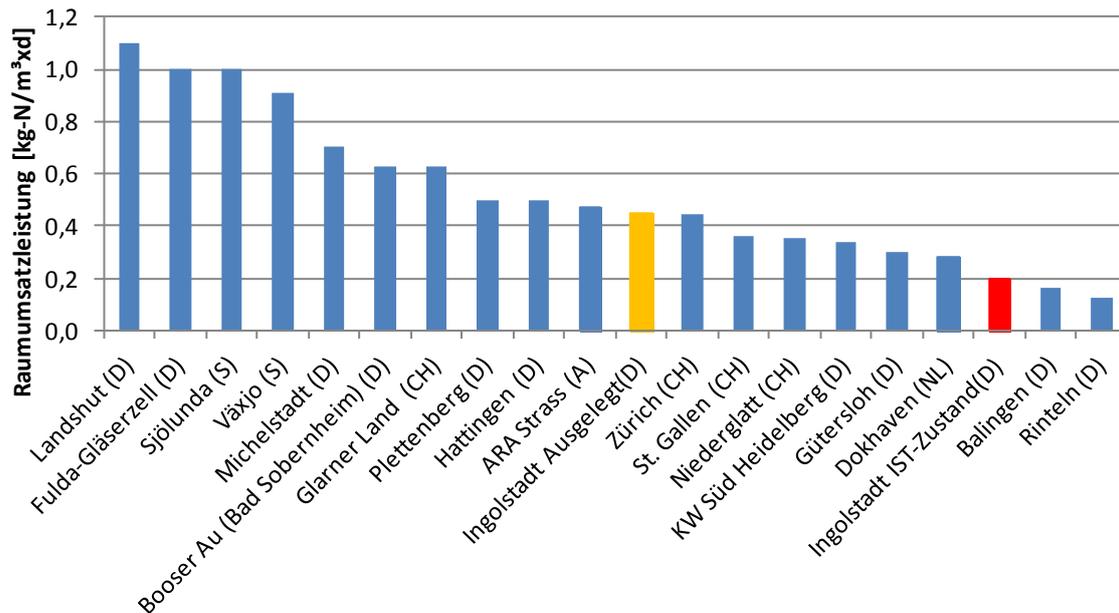


Abbildung 46: Angaben zu Umsatzleistungen verschiedener Deammonifikationsanlagen (Literatur) und Daten aus der Pilotanlage ZKA Ingolstadt

6.3.2.2 Ermittlung des Reaktorvolumens über die $\text{NH}_4\text{-N}$ -Raumbelastung

Basis für die Dimensionierung der Pilotanlage ZKA Ingolstadt im Sommer 2011 waren die damals vorliegenden Erfahrungen mit dem PNAA-Verfahren (EAWAG) auf der Kläranlage Werdhölzli/Zürich. Zugrunde gelegt wurde eine Raumbelastung von $0,45 \text{ kg}_{\text{NH}_4\text{-N}} \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ bei einem $\text{NH}_4\text{-N}$ -Abbau von 85 %. Dies würde einer Raum-Umsatzleistung von $0,38 \text{ kg}_{\text{NH}_4\text{-N}} \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ entsprechen.

Die Erfahrungen mit der Pilotanlage ZKA Ingolstadt haben gezeigt, dass die Raum-Umsatzleistungen im Dauerbetrieb mit rund $0,18 \text{ kg}_{\text{NH}_4\text{-N}} \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ deutlich geringer als die ursprünglich angesetzten Werte liegen. Im Betrieb wird ein $\text{NH}_4\text{-N}$ -Abbau von 85 % erreicht, wenn die Raumbelastung unter $0,25 \text{ kg}_{\text{NH}_4\text{-N}} \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ liegt.

Für eine näherungsweise Berechnung des Reaktionsvolumens könnte somit folgender Ansatz gewählt werden:

$$V_{\text{R,ges}} = \frac{B_{\text{d,NH}_4\text{-N}}}{B_{\text{R,NH}_4\text{-N,zul}}} \times f_{\text{S,D}} \quad [\text{m}^3] \quad (\text{Gleichung 5})$$

Gesamtvolumen:	$V_{\text{R,ges}}$	$[\text{m}^3]$
Stickstoff ($\text{NH}_4\text{-N}$)-Schmutzfracht:	$B_{\text{d,NH}_4\text{-N}}$	$[\text{kg/d}]$
$\text{NH}_4\text{-N}$ -Raumbelastung:	$B_{\text{R,NH}_4\text{-N}}$	$[\text{kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}]$
Sicherheitskoeffizient (Deammonifikation):	$f_{\text{S,D}}$	$[-]$

Mit der Festlegung eines Sicherheitskoeffizienten $f_{\text{S,D}}$ kann das erforderliche Maß an Betriebssicherheit der Teilstrombehandlung berücksichtigt werden. So gilt für:

- a) Anlagen, die ohne weitestgehende Stickstoffelimination im Teilstrom die Ablaufgrenzwerte nicht sicher einhalten können: $f_{\text{S,D}} = 1,00 - 1,35$

- b) Anlagen, die die Ablaufgrenzwerte auch mit partieller Stickstoffelimination im Teilstrom sicher einhalten können: $f_{s,D} = 0,50 - 1,00$

Die Wahl eines Sicherheitsfaktors < 1 berücksichtigt Erfahrungen anderer Anlagen mit höheren Umsatzraten (z.B. DEMON-Anlagen).

Die Bemessung der Ammonium-Raumbelastung mit $0,25 \text{ kg}_{\text{NH}_4\text{-N}} \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ entspricht den auf der ZKA Ingolstadt während des Versuchsbetriebes gemessenen Raumbelastungen.

Die vorgeschlagene Bemessung des Reaktorvolumens über die Raumumsatzleistung in Verbindung mit bedarfsabhängigen, variablen Sicherheitskoeffizienten weist zugegebenermaßen eine hohe Unschärfe auf. Allerdings erlaubten die im Zuge des Vorhabens beobachteten Ergebnisse keine konkreteren Aussagen. Reproduzierbare Abhängigkeiten zu üblichen Betriebsparametern konnten nicht abgeleitet werden.

6.3.2.3 Überlegungen zu weitergehenden Dimensionierungsansätzen

Für eine echte Vergleichbarkeit bzw. eine genauere Auslegung müssen zusätzliche folgende Parameter berücksichtigt werden (Tabelle 18):

Tabelle 18: Einflussparameter auf die Umsatzleistung

	Einheit	Bemerkung
TKN-Abbaugrad	[%]	Bezug zum tatsächlichen Stoffumsatz inkl. Hydrolyse
TS-Gehalt	[g/l]	Biomasse inkl. Feststoffe
oTS-Gehalt	[g/l] bzw. [%]	Aktiver Anteil an Biomasse
Reaktionszeit t_R bzw. Anteil der Reaktionszeit an der Zykluszeit t_R / t_Z	[h] [%]	
Reaktor- bzw. Abwassertemperatur T	[°C]	Mindesttemperatur (> 20 bzw. 25 °C) sicherstellen.
NH ₄ -N-(Anfangs)-Konzentrationen	[mg/l]	Austauschrate begrenzen
pH-Wert	[-]	Bereich (7,0 - 7,4) begrenzen

Die Datenlage erlaubt es zurzeit nicht, einen detaillierteren Bemessungsansatz auf Basis der Umsatzraten der einzelnen an der Deammonifikation beteiligten Bakterienarten (AOB, AnAOB) zu formulieren. Abbildung 16 und Abbildung 17 zeigen die im Labor ermittelten Umsatzraten, die über den gesamten Untersuchungszeitraum deutlich variieren. Allerdings würde dieser Ansatz, d.h. Einbeziehung der einzelnen Umsatzraten der Bakterien, sowie der Anteile der aktiven Zeit für die Nitritation (belüftet) bzw. der Deammonifikation (unbelüftet) und der betriebsrelevanten Einflussgrößen (siehe Tabelle 18) zu einer besseren Aussage führen.

Während bei einer minimalen Dauerbelüftung von einer fortwährenden simultanen Nitritation und Anammox Reaktion auszugehen ist, wird bei der Intervallbelüftung mit anschließender Pausenzeit die tatsächliche Reaktionszeit deutlich verkürzt.

Die Übertragbarkeit bzw. Vergleich der von Umsatzleitungen unterschiedlicher Systeme könnte verbessert werden, wenn über die reine volumenbezogene Umsatzleistung (Raumbelastung)

hinaus, auch der Biomassegehalt ("Schlammbelastung") sowie das Verhältnis zwischen Reaktions- und Zykluszeit berücksichtigt würde.

Die Berechnung der Schlammbelastung berechnet sich aus dem Quotienten der Raumbelastung durch den TS-Gehalt (Gleichung 6).

$$B_{TS} = \frac{B_R}{TS} \quad [\text{kg-N}/(\text{kg-TS} \times \text{d})] \quad (\text{Gleichung 6})$$

Problematisch bei diesem Ansatz ist allerdings die Tatsache, dass ein großer Anteil des TS-Gehalts durch den Input verursacht wird.

Aus diesem Grund wurde dieser Ansatz hier nicht weiter verfolgt.

6.3.3 Wärmeerhaltung und Wärmeeintrag

Bei der Deammonifikation handelt es sich – anders als bei der Denitrifikation - nicht um einen exothermen Prozess. In den Wintermonaten muss ein übermäßiges Auskühlen der Reaktoren vermieden werden ($< 25^\circ\text{C}$). Entsprechende Wärmedämmungsmaßnahmen sowie eine Mindestdurchsatzmenge werden empfohlen. Die Festlegung der erforderlichen technischen Maßnahmen ist auf Basis von Wärmebilanzen für unterschiedliche Temperatur- und Beschickungslastfälle rechnerisch zu ermitteln.

Als kritischer Lastfall erweist sich die Einhaltung einer minimalen Temperatur von 20°C in den Reaktoren, auch bei minimalem Zufluss zu Speicher und Reaktoren, sowie einer ortsabhängigen Außentemperatur in den Wintermonaten.

Empfohlen werden eine Außenwärmedämmung der Behälterwände (Speicher und SBR) sowie eine isolierte Abdeckung (Dachkonstruktion) der Behälter. Im Speicher kann dies auch mit schwimmenden Abdeckelementen erreicht werden (Abbildung 47).



Abbildung 47: Pilotanlage ZKA Ingolstadt, SBR 1 ohne und SBR 2 und 3 mit Wärmedämmung und Abdeckung, vorne : isolierter Speicher mit Schwimmbdeckung

Der Aufwand für den Umbau bestehender Anlagen oder Behälter darf nicht unterschätzt werden, insbesondere bereiten die Wärmedämmung und die Abdeckung oft konstruktive Probleme durch Zwangspunkte (Leitungen, Bedienbarkeit).

Behälter, die ganz oder teilweise in unterirdischer Bauweise errichtet wurden, weisen enorme Vorteile auf. Hier kann ggfs. auf eine Wärmedämmung der Wände verzichtet werden. Eine Abdeckung ist - wie oben beschrieben - empfehlenswert.

Bei einer Reihe von Anlagen sind zusätzliche technische Maßnahmen zum Wärmeeintrag, z.B. durch Wärmetauscher, vorhanden. Aus betrieblicher Sicht ist dies lediglich für den Einfahrbetrieb oder nach längeren Stillständen erforderlich. Im Normalbetrieb ist der Wärmeeintrag durch Beschickung i.d.R. ausreichend.

Es ist in jedem Fall darauf zu achten, dass das Zentrat eine möglichst hohe Ausgangstemperatur aufweist. Hierfür sind unter anderem Maßnahmen zur Erhöhung der Temperatur in der Faulung und kurze Lagerzeiten vor der Entwässerung förderlich.

6.3.4 Belüftungstechnik

Eine wesentliche Funktion kommt bei diesem Verfahren den Gebläsen und dem Belüftungssystem zu, da der Sauerstoffeintrag eine maßgebende Rolle spielt.

Bei der Dimensionierung der Belüftung muss sowohl eine sehr geringe Gebläseleistung (Minimalbelastung im Einfahrbetrieb) als auch die Auslegung für den Maximallastfall berücksichtigt werden. Die hier zu erwartende Spreizung liegt weit über dem üblichen Maß (Faktor 10), daher müssen die verschiedenen Lastfälle betrachtet werden.

Folgende Eingangsparameter sind zu berücksichtigen:

- Reaktortemperatur zwischen 25 und 35 °C
- ggf. variable Eintragstiefe (SBR-Betrieb)
- Sauerstoffbedarf aus CSB-Abbau (nur abbaubarer Anteil) mit 1,0 kg_{O₂}/kg_{CSB}
- Sauerstoffbedarf aus Nitritation, wobei nur 57 % der maßgebenden NH₄-N-Fracht (zzgl. hydrolysierte Anteile des N_{org}) mit 3,43 kg_{O₂}/kg_{NH₄-N}
- Belüftungsdauer t_{AE} je Zyklus bzw. pro Tag (ggf. zwischen kontinuierlicher und intermittierender Betriebsweise unterscheiden)

Die Mindest- und die Maximalbeaufschlagung der Belüfterelemente muss für alle Lastfälle eingehalten sein. Eine geteilte Ausführung der Register kann sinnvoll sein.

Beim SBR-Verfahren hat sich bewährt, jedem Reaktor eine separate Druckluftversorgung zuzuordnen, da bei mehreren Straßen unterschiedliche Wasserspiegel auftreten können, was zu einer unterschiedlichen Menge an Sauerstoffeintrag führen kann.

Die Anwendung des DWA-Merkblatts M 229 (Belüftung und Durchmischung) kann unter Beachtung der o.g. Randbedingungen angewandt werden.

6.4 Messtechnische Ausstattung

Folgende messtechnische Ausstattung je SBR wird empfohlen:

- Höhenstandsmessung und Schaumerkennung (als 2. Höhenstandsmessung)
- Sauerstoffgehalt (ggf. redundante Ausführung, je nach Reaktorgeometrie und -größe)
- pH-Wert
- Temperatur im Ablaufspeicher und je SBR

- Online-Messung für Ammonium ($\text{NH}_4\text{-N}$) und Nitrat bzw. Summe aus Nitrat und Nitrit je SBR (dies erspart Messungen im Labor)
- Leitfähigkeit (zeigt gute Korrelation zur Ammonium-Messung)
- *OPTION*: Redoxpotential (ORP)
- Stromzähler für jedes Gebläse sowie ein Gesamtstromzähler (falls eine genaue Erfassung der Verbräuche gewünscht wird)
- Luftmengenmessung, wegen der niedrigen O_2 Konzentrationen im Betrieb wird eine solche Messung als präziser angesehen, ggf. kann dies über die Proportionalität zwischen Drehzahl und Luftförderleistung ermittelt werden.

6.5 Anlagenbetrieb

6.5.1 Einstellung Belüftungsregime

Die Erfahrungen dieses Pilotvorhabens haben gezeigt, dass das Belüftungsregime die Umsatzleistung und die Stabilität maßgeblich beeinflusst. Wie in Kapitel 5.1 dargelegt, hat sich für die SBRs in Ingolstadt ein intervallweiser Betrieb als beste Variante herausgestellt. Dies kann auch anhand der Ergebnisse der begleitenden Batchversuche abgeleitet werden. Ein Steigerungspotential bei einem Puls/Pause Betrieb konnte nachgewiesen werden (siehe Kapitel 5.1) und sollte im Hinblick auf eine Umsatzsteigerung weiter verfolgt werden.

Basierend auf den gewonnenen Erkenntnissen wird eine Betriebsweise von 4-6 min Belüftungszeit mit maximalem Sauerstoffeintrag (maximaler Grenzwert 2,0 mg/l) und einer Pausenzeit (*lag-Phase*) von mindestens 12 min (idealerweise 15 min) empfohlen. Diese Strategie ist u.U. von der Pufferkapazität des Prozesswassers abhängig; ein Absinken des pH Wertes unter 7,0 sollte vermieden werden.

6.5.2 Einstellung ÜS-Abzug

Der ÜS-Abzug sollte für einstufige SBR-Anlagen zur Deammonifikation in Kombination mit dem Feststoffeintrag und der Entwicklung der Umsatzleistung betrachtet werden. In Kapitel 5.2 sind die Erfahrungen bezgl. des Feststoffregimes zusammengefasst. Aufgrund der niedrigen Wachstumsraten der AnAOB sollte im Normalbetrieb ein hohes Schlammalter (> 30-40 d) gefahren werden.

Für das Feststoffregime in Ingolstadt lassen sich folgende Punkte zusammenfassen:

- Ein TS-Gehalt von 2 – 3 g/l im Reaktor ist ausreichend
- Spitzen im TS-Eintrag (aus der Vorlage) sollten so weit wie möglich vermieden werden (z.B. TS-Messung im Ablauf Zentrifuge, Abzug von Feststoff aus dem Speicher, etc.).
- Bei schnellem Anstieg des TS im Reaktor (durch TS-Eintrag) sollte durch ÜS-Abzug (z.B. aus dem voll durchmischten Reaktor) entgegengewirkt werden.
- Bei steigender Nitratproduktion hat sich ein ÜS-Abzug mit dem Klarwasser als Gegenmaßnahme bewährt (Anpassung der Sedimentationszeit bis zu wenigen Minuten)

Auf der Basis der nahezu zweijährigen Betriebserfahrungen mit den SBR in Ingolstadt sollte der ÜS-Abzug situationsbedingt erfolgen und kann beim derzeitigen Kenntnisstand nicht automatisiert werden. Die konkrete Vorgehensweise liegt im Ermessen des Betreibers und orientiert sich an den jeweiligen Erfahrungen.

6.5.3 Inbetriebnahme

Die Inbetriebnahme einer Anlage zur Deammonifikation wird üblicherweise mittels Animpfung durchgeführt, da aufgrund der geringen Wachstumsraten ohnehin lange Zeiträume bis zum Erreichen der endgültigen Leistungsfähigkeit erforderlich sind.

Bei der Beschaffung von geeignetem Fremdschlamm stehen derzeit (Stand: 2013) nur wenige Anlagen zur Verfügung, die größere Schlammengen ($\geq 20 \text{ m}^3$) abgeben können bzw. wollen. Zur Animpfung der Deammonifikationsanlage in Ingolstadt wurde deammonifizierender Schlamm aus der Kläranlage Gütersloh verwendet.

Für den Probetrieb auf der ZKA Ingolstadt wurden zum Projektbeginn $2 \times 22 \text{ m}^3$ eingedickter Schlamm der Prozesswasseranlage der Kläranlage Gütersloh zur Verfügung gestellt. Die Transportkosten beliefen sich auf ca. 3.500 €.

Am 01. September 2011 wurden nochmals 22 m^3 deammonifizierender Schlamm in den Reaktor 3 der ZKA eingefüllt. Dies wurde vor allem auf Grund der temperaturbedingten Abnahme der Aktivität sowie durch den Verlust von Biomasse erforderlich, die durch einen falsch eingestellten Schieber abgelassen wurde. Dieser Schlamm wurde aus der Deammonifikationsanlage in Bad Sobernheim entnommen.

Aufgrund des begrenzten „Angebots am Markt“ beträgt die Startkonzentration beim TS-Gehalt oft deutlich unter 1 g/l . Durch die relativ geringen Zehrungsraten kann es zu unerwünschten Sauerstoffpeaks kommen.

Bei firmenspezifischen Lösungen (DEMON[®], ANITA-Mox[™]) wird seitens der Firmen eine Mindestmenge an Impfschlamm garantiert.

Da in der Startphase nur eine gedrosselte Beschickung der Reaktoren möglich ist, kann eine Temperaturanhebung durch Einsatz zusätzlicher Wärme hilfreich sein (z.B. durch Zugabe von warmem Brauchwasser).

Durch die Ingenieurgemeinschaft wurde in Kooperation mit dem Kläranlagenbetrieb ein Inbetriebnahmeprogramm für den Herbst 2011 entwickelt.

Zu Beginn des Versuchsbetriebs (Ende Oktober 2011) wurden $2 \times 22 \text{ m}^3$ Schlamm in den vorab gereinigten SBR-Reaktor eingefüllt. Dieser war bereits mit 310 m^3 Brauchwasser und ca. 6 m^3 Prozesswasser gefüllt. Das Brauchwasser diente zum einen zur Verdünnung des Prozesswassers, zum anderen zur Temperaturerhaltung.

In den ersten beiden Tagen nach der Befüllung mit deammonifizierender Biomasse wurde der Reaktor mit einem engmaschigen Analysenprogramm begleitet. Ziel war vor allem der Schutz der Biomasse. Im Verlauf der nächsten Tage wurde die Beschickung mit Prozesswasser gesteigert, wobei ein besonderes Augenmerk auf die Konzentrationen der unterschiedlichen Stickstoffparameter lag. Eine Hemmung oder das Einwachsen von Nitratoxidierern sollte unbedingt verhindert werden.

Hierzu erfolgte eine arbeitstägliche Durchsicht der Betriebsparameter mit kurzfristiger Bewertung durch das Betriebspersonal. Es wurden Vorschläge zur Anpassung der Betriebseinstellungen erarbeitet. Hierbei muss in Abhängigkeit der Stickstoffkonzentrationen im Ablauf des Reaktors der Zyklus angepasst werden. Zu variieren ist neben der Beschickungsmenge vor allem die Beschickungshäufigkeit, Belüftungszeitraum/Pausenzeiten und die Anzahl der Zyklen pro Tag

7 Zusammenfassung

Ziel des Pilotvorhabens auf der ZKA Ingolstadt war die Umrüstung der Prozesswasserbehandlung auf Deammonifikation.

Die Umsetzung der Deammonifikation im SBR Betrieb wurde im Labormaßstab, im halbtechnischen Maßstab und Großtechnisch untersucht. Alle Ergebnisse zeigen, dass eine erfolgreiche Umsetzung der Deammonifikation im SBR im Intervallbetrieb möglich war. Eine Belüftungseinstellung im Puls/Pause Betrieb mit kurzen Intervallen von wenigen Minuten hat sich bewährt.

Neben der Belüftungseinstellung war auch ein regelmäßiger Schlammabzug mit dem Klarwasser (Abzug von NOB und damit Eindämmung der Nitratproduktion) oder aus der durchmischten Phase (bei hohem TS-Eintrag über den Zulauf) wichtig.

Die begleitenden Versuche (Batchtests) haben verdeutlicht, dass die Kapazität des Systems mit einer Umsatzleistung von ca. $0,2 \text{ kg}_N \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ noch nicht ausgeschöpft war. Die Batchversuche lieferten auch Hinweise auf eine Hemmung der aeroben Ammoniumoxidation. Die genaue Ursache dieser Hemmung konnte aber nicht abschließend geklärt werden.

Treibende Kraft für die Umsetzung des Pilotprojekts war das zu erwartende Einsparpotenzial hinsichtlich Energie (Strom) und Chemikalienbedarf (Entschäumer, externer Kohlenstoff, Fällmittel).

Erwartet wurde eine Reduzierung des spezifischen Stromverbrauchs um mindestens 25 bis 40 % gegenüber dem konventionellen Verfahren mit Nitrifikation und Denitrifikation. Der Vergleich zeigte, dass trotz der relativ geringen Auslastung der beiden SBRs mit Deammonifikation eine Reduzierung des spezifischen Stromverbrauchs um rund 50 % erreicht wird. Dabei wird ein vergleichsweise hoher Anteil (ca. 40 %) von den Rührwerken benötigt. Mit zunehmender Auslastung erscheint eine weitergehende Reduzierung möglich. Diesbezüglich hat das Pilotvorhaben die Erwartungen übertroffen.

Der Chemikalienbedarf war erwartungsgemäß gering. Lediglich Entschäumer wurde in geringer Menge zudosiert (Ablauf Zentrifugen).

Mit Abschluss des Pilotprojektes im Juli 2013 zeigte sich, dass die ursprünglich angenommene Umsatzrate von $0,45 \text{ kg-N m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ mit dem Verfahren der Deammonifikation nicht erzielt werden konnte. Während der Dauer des Pilotprojektes in Ingolstadt, konnte kein Nachweis für derart hohe Umsatzraten (Auslegungswerte) erbracht werden. Während des Betriebes wurde eine Umsatzrate von ca. $0,18 \text{ kg-N m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ erreicht.

Dieser Wert liegt damit sogar etwas niedriger als beim SBR 1, der konventionell mit Nitrifikation/Denitrifikation betrieben wurde. Legt man nur das erforderliche Reaktionsvolumen für die Investitionskosten zugrunde, so wären diese beim Bau einer herkömmlichen N/DN-Anlage nicht höher als beim Bau einer Anlage für Deammonifikation. Unter Berücksichtigung zusätzlicher Maßnahmen zur Wärmeerhaltung, tendenziell sogar geringer.

Allerdings stehen dem die deutlich geringeren Betriebskosten gegenüber, die mit dem Verfahren der Deammonifikation mindestens halbiert werden können (z.B. durch Einsparung der externen C-Quelle, Stromeinsparung, etc.).

Jedoch sollte berücksichtigt werden, dass beim Verfahren der Deammonifikation - zumindest in der ersten Zeit - sowohl ein erhöhter Betreuungsaufwand durch das Kläranlagenpersonal als auch dessen Qualifikation, erforderlich werden könnte. Aufgrund bis dato nicht ausreichender Betriebserfahrungen können noch keine allgemein gültigen Hinweise für eine mögliche Anlagenautomatisierung gegeben werden.

Grund hierfür ist die Tatsache, dass derzeit einige mögliche Einflussfaktoren auf die Deammonifikation (z.B. Ammoniak, TS-Gehalt, etc.) noch nicht ausreichend untersucht sind und

es daher immer wieder zu Störungen im Betrieb kommt, auf die das Kläranlagenpersonal situationsbezogen reagieren muss. Eine Steuerung basierend auf dem Redox Potential konnte im Rahmen dieses Projektes nicht getestet werden da die Erkenntnisse zur Sicherstellung eines stabilen Betriebs noch nicht ausreichend waren und die Schwankungen im Betrieb weitere Tests nicht ermöglichten.

Bei Kläranlagen, in denen die Prozesswasserbehandlung maßgeblich für die Einhaltung der Ablaufwerte ist, wird empfohlen, die Betriebssicherheit entweder durch einen Misch- oder Parallelbetrieb (Nitrifikation/Denitrifikation und Deammonifikation) oder durch entsprechende Möglichkeit zur Umstellung bzw. zum Rückbau sicherzustellen.

Aufgrund des vorliegenden Berichts zum Pilotvorhaben auf dem Zentralklärwerk in Ingolstadt eignet sich die einstufige Deammonifikation im SBR-Verfahren trotz der reduzierten Umsatzleistungen für eine kostengünstige und energieoptimierte Behandlung von stickstoffhaltigen Prozessabwässern zur Entlastung des Hauptstroms.

Insbesondere wenn in ungenutzten Behältern ausreichend Volumina für die Behandlung mittels Deammonifikation zu Verfügung stehen, sollte der Einsatz dieses Verfahren in Erwägung gezogen werden.

8 Literaturverzeichnis

- DWA (2003). Leitfaden Nr. 2-5, Betrieb von Abwasseranlagen; Ermittlung des Schlammalters. München : Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e.V, 2003
- Gilbert E. (2011). Bestimmung der Umsatzraten von drei Schlammgrößenklassen im SBR zur einstufigen Deammonifikation, Master Arbeit, Lehrstuhl für Siedlungswasserwirtschaft, Technische Universität München
- Gilbert, E.M., Müller, E., Horn, H. and Lackner, S. (2013) Microbial activity of suspended biomass from a nitritation–anammox SBR in dependence of operational condition and size fraction. *Applied Microbiology and Biotechnology* 97(19), 8795-8804.
- Grömping, M. (2012) „Stickstoffrückbelastung - Stand der Technik 2012 (ATEMIS) GmbH,“ Tagungsband zur 8. Aachener Tagung, 2012.
- Hennerkes, J. (2012) Großtechnische Erfahrungen mit der Deammonifikation im SBR Betrieb auf der Kläranlage Plettenberg. 8. Aachener Tagung Stickstoffrückbelastung – Stand der Technik 2012 – mit 3. Erfahrungsaustausch Deammonifikation, Heidelberg
- Hühn, A. (2013) Hinweise zur Bemessung einer Prozesswasserbehandlungsanlage zur Stickstoffelimination mittels Deammonifikation, Masterarbeit.2013
- Joss, A., Derlon, N., Cyprien, C., Burger, S., Szivak, I., Traber, J., Siegrist, H. and Morgenroth, E. (2011) Combined Nitritation-Anammox: Advances in Understanding Process Stability. *Environmental Science & Technology* 45(22), 9735-9742.
- Joss, A., Salzgeber, D., Eugster, J., König, R., Rottermann, K., Burger, S., Fabijan, P., Leumann, S., Mohn, J. and Siegrist, H. (2009) Full-Scale Nitrogen Removal from Digester Liquid with Partial Nitritation and Anammox in One SBR. *Environmental Science & Technology* 43(14), 5301-5306.
- Lackner, S. and Horn, H. (2012) Evaluating operation strategies and process stability of a single stage nitritation–anammox SBR by use of the oxidation–reduction potential (ORP). *Bioresource Technology* 107(0), 70-77.

- McCarty, G.W. and Bremner, J.M. (1989) Inhibition of nitrification in soil by heterocyclic nitrogen compounds *Biology and Fertility of Soils* 8(3), 204-211.
- Schreff, D.; Steinle, E.; Grömping, M. (2010) Umstellung der bestehenden Prozesswasserbehandlungsanlage auf Deammonifikation - Verfahrenstechnik, Wirtschaftlichkeit und Inbetriebnahmekonzept, Weyarn/Aachen, 2010
- Schreff, D., Hilliges, R., Grömping, M., Steinle, E., Gander, W. (2011) Umbau einer bestehenden Prozesswasseranlage auf Deammonifikation - Pilotprojekt Zentralkläranlage Ingolstadt, DWA-Bayern, Landesgruppentagung, Würzburg
- Schreff, D. (2011) Umbau einer bestehenden Prozesswasseranlage auf Deammonifikation, Workshop „Deammonifikation“, Technische Universität München, September 2011
- Wagner, N. (2012). Inbetriebnahme und Optimierung der Deammonifikation in der Prozesswasserbehandlungsanlage der Zentralkläranlage Ingolstadt. Ingolstadt : 2012.
- Weber, J. und Oelke, M. (2009) Bau einer Prozesswasserbehandlung auf der Kläranlage Heidelberg – Erste Betriebsergebnisse mit dem DEMON-Verfahren. 7. Aachener Tagung Stickstoffrückbelastung – Stand der Technik 2009, Hannover