

**Einfluss von Temperatur und hohem Salzgehalt
auf die Abwasserbehandlung
mit dem getauchten Festbett-Biofilmverfahren**

Dissertation

zur Erlangung des akademischen Grades

Doktor der Ingenieurwissenschaften (Dr.-Ing.)

an dem Zentrum für Ingenieurwissenschaften
der Martin-Luther-Universität Halle-Wittenberg

vorgelegt von

Dipl.-Biol. Gergana Chapanova

geboren am 20.03.1979 in Botevgrad, Bulgarien

Erster Gutachter: Prof. Dr.-Ing. habil. Heinz Köser
Zweiter Gutachter: Prof. Dr. rer. nat. Harald Horn

verteidigt am 01.12.2008 in Merseburg

Danksagung

Mein herzlicher Dank gilt Herrn Prof. Dr.-Ing. habil. Heinz Köser für die interessante Aufgabenstellung, die weit genug gefasst war, um mir hinreichende Freiheiten bei der Ausgestaltung der Arbeit zu erlauben, und die Unterstützung durch seine Diskussionsbereitschaft sowie die gegebenen Anregungen während der experimentellen Arbeiten und der Erarbeitung des Manuskripts.

Die vorliegende Arbeit wäre nicht möglich gewesen ohne das dreijährige Stipendium der Stiftung Deutscher Akademischer Austauschdienst (DAAD), wofür ich äußerst dankbar bin.

Bei Herrn Dr. rer. nat. Manfred Jank, der mit seinem fundierten Fachwissen und der ständigen Bereitschaft zur fachlichen Diskussion einen wesentlichen Anteil am Gelingen dieser Arbeit hat, bedanke ich mich ebenfalls ganz herzlich.

Für ihre Bereitschaft zur Übernahme eines wissenschaftlichen Gutachtens für die eingereichte Dissertation danke ich Herrn Prof. Dr. rer. nat. Harald Horn.

Herrn Dr.-Ing. Christian Bierögel möchte ich insbesondere für die sprachlichen Korrekturen und Ergänzungen zu meiner Dissertation danken.

Ganz besonderer Dank gilt Sandra Straube, Görgo Baltin und Martin Ziegler, die während der Promotionszeit, aber auch später, fachlich und moralisch immer für mich da waren und mir beim Einleben in Deutschland geholfen haben.

Den Kollegen des Institutes für Umweltschutztechnik Heike Jakob, Birgit Schubert, Heidrun Förster und Marlis Porobin bin ich für ihre Hilfsbereitschaft und für das angenehme Arbeitsklima am Institut sehr dankbar. Wolfgang Seidel und Gerhard Schütze danke ich für die hervorragende Zusammenarbeit und die ausgezeichnete Arbeit bei Auf- und Umbauarbeiten an meiner Versuchsanlage.

Weiterhin möchte ich mich bei Herrn Dipl.-Ing. (FH) Kai Büsching am Fachbereich für Ingenieur- und Naturwissenschaften der Hochschule Merseburg und bei Herrn Dr. rer. nat. Uwe Kappelmeyer vom Department Bioremediation des Helmholtz Zentrums für Umweltforschung in Leipzig bedanken, die mir die Möglichkeit gegeben haben, mikrobiologische und molekularbiologische Untersuchungen an ihren Institutionen durchzuführen.

Weiterhin danke ich den ehemaligen Studenten Milena Ivanova und Nico Baade für die gute kollegiale Zusammenarbeit und die mir dabei gegebene Möglichkeit, meine Fähigkeiten als Mentor entscheidend weiter zu entwickeln. Ihnen und Frau Dipl.-Biol. Sylvia Meerbote möchte ich auch für die Unterstützung bei der täglichen analytischen Arbeit im Labor und der Betreuung meiner Versuchsanlage danken.

Ein Dank vom ganzen Herzen gilt natürlich meinen Eltern, Ekaterina Chapanova und Mihail Chapanov, die mir eine solide Universitätsausbildung erlaubt haben und mich zu jeder Zeit und in jeder Hinsicht uneigennützig unterstützt haben.

Meinem lieben Freund Stefan Bierögel danke ich an dieser Stelle, dass er mit seinem Rat und seiner Liebe immer, auch in den schwierigsten Momenten, an meiner Seite war.

Inhaltsverzeichnis

<u>1 Einleitung</u>	7
<u>2 Stand des Wissens und der Technik</u>	10
2.1 Grundlagen der biologischen Abwasserreinigung	10
2.1.1 Abwasserherkunft, -definition und –zusammensetzung	10
2.1.1.1 Kommunales Abwasser	10
2.1.1.2 Industrielles Abwasser	10
2.1.2 Das Abwasser als Nährlösung für Mikroorganismen	10
2.1.3 Mikrobiologische Grundlagen der Abwasserreinigung	10
2.1.4 Biologischer Abbau von organischen Stoffen	11
2.1.5 Biologischer Stickstoff-Umsatz	12
2.1.5.1 Grundlagen	12
2.1.5.2 Ammonifikation	12
2.1.5.3 Nitrifikation	13
2.1.5.4 Denitrifikation	15
2.1.5.5 Deammonifikation	15
2.2 Biofilme in der Abwasserreinigung	16
2.2.1 Biofilmentstehung	16
2.2.2 Zusammensetzung von Biofilmen	17
2.2.3 Extrazelluläre polymere Substanzen	17
2.2.4 Modelle zur Beschreibung von Biofilmen	18
2.2.5 Dicke des Biofilms	20
2.2.6 Einfluss der Strömungsverhältnisse auf die Biofilmstruktur und -funktion	20
2.2.7 Einfluss der Substratbelastung auf die Biofilmstruktur	21
2.2.8 Einfluss der Sauerstoffkonzentration auf die Abbauleistung in Biofilmen	21
2.2.9 Biofilme in getauchten Festbett-Reaktoren	22
2.3 Getauchte Festbett-Reaktoren zur Abwasserreinigung	23
2.3.1 Gliederung der Biofilmverfahren	23
2.3.2 Verfahrensbeschreibung	23
2.3.2.1 Vorbehandlung	23
2.3.2.2 Gestaltung des getauchten Festbett-Reaktors	24
2.3.2.3 Aufwuchskörper	25
2.3.2.4 Belüftungssystem	26
2.3.3 Bemessungsgrundlagen	27
2.3.4 Vor- und Nachteile des Verfahrens	29
2.3.5 Einsatzmöglichkeiten der getauchten Festbett-Reaktoren	30
2.4 Einfluss der Temperatur auf die Abwasserreinigungsleistung	32
2.4.1 Abwassertemperatur in Deutschland und in anderen Ländern	32
2.4.2 Klassifizierung der Bakterien in Abhängigkeit von ihrem Temperaturoptimum	33
2.4.3 Einfluss der Temperatur auf die Reaktionsgeschwindigkeit	34
2.4.4 Einfluss der Temperatur auf die Sauerstofflöslichkeit im Wasser	34
2.4.5 Einfluss der Temperatur auf die Wachstumsraten von Nitrifikanten	34
2.4.6 Einfluss der Temperatur auf die bakterielle Stoffwechselaktivität	35
2.4.6.1 Heterotrophen Bakterien	35
2.4.6.2 Nitrifikanten	36
2.5 Behandlung von Abwässern mit hohem Salzgehalt	37
2.5.1 Herkunft des salzhaltigen Abwassers	37
2.5.2 Wirkung von hoher Salinität auf die Mikroorganismen	38
2.5.2.1 Einordnung der Bakterien gemäß ihrer Salz-Affinität	38

2.5.2.2 Einfluss des Salzes auf die Physiologie der Zelle	38
2.5.3 Einfluss des Salzes auf die Sauerstoff-Löslichkeit im Wasser	38
2.5.4 Einfluss des Salzes auf die bakterielle Stoffwechselaktivität	39
2.5.4.1 Heterotrophen Bakterien	39
2.5.4.2 Nitrifikanten	40
2.5.4.3 ANAMMOX-Bakterien	42
<u>3 Experimentelle Untersuchungen</u>	43
3.1 Zielstellung der Experimente	43
3.2 Versuchskonzept	43
3.2.1 Langzeitversuchsreihen	43
3.2.2 Kurzzeitversuchsreihen	44
3.3 Versuchsanlage	44
3.3.1 Reaktorbeschreibung	44
3.3.2 Aufwuchskörper	47
3.3.3 Belüftungssystem	47
3.3.4 Temperierung der Reaktoren	47
3.4 Zulauf-Parameter	48
3.5 Sauerstoff-Konzentration und Luftvolumenströme	48
3.6 Animpfung der Reaktoren	49
3.7 Modellabwasser	50
3.7.1 Zusammensetzung	50
3.7.2 Osmotischer Druck der anorganischen Salze im Modellabwasser	51
3.7.3 Volumenströme	51
3.8 Probenahme- und vorbereitung	52
3.9 Analytische Methoden	53
3.9.1 DOC (gelöster organisch gebundener Kohlenstoff)	53
3.9.2 Gelöster CSB (Chemischer Sauerstoffbedarf)	53
3.9.3 Spektrophotometrische Messungen	54
3.9.4 Trockensubstanz (TS)	55
3.10 Berechnung der Umsatzgeschwindigkeiten	56
3.11 Bilanz des N-Umsatzes	56
3.12 Lichtmikroskopische Untersuchung	58
3.13 FISH (Fluoreszenz In Situ Hybridisierung)	58
3.13.1 Probenahme	59
3.13.2 Fixierung	59
3.13.3 Hybridisierung	60
3.13.4 Waschen	60
3.13.5 Mikroskopie	60
3.14 Atmungsaktivität	61
3.14.1 <i>In-situ</i> -Atmungsaktivität	61
3.14.2 <i>Ex-situ</i> -Atmungsaktivität	62
3.15 Praktische Erfahrungen mit der getauchten Festbett-Anlage	64
3.15.1 Lagerung und Zufuhr des Modellabwassers	64
3.15.2 Temperierung der Reaktoren	64
3.15.3 Umwälzpumpen	65
3.15.4 Pausen zwischen den Versuchen	65

<u>4 Ergebnisse und Diskussion</u>	66
4.1 Einfluss der Temperatur auf die Schadstoffabbauleistung im getauchten Festbett-Reaktor	66
4.1.1 Abbau von organisch gebundenem Kohlenstoff	66
4.1.1.1 Abbau von organisch gebundenem Kohlenstoff im Reaktor 1	66
4.1.1.2 Abbau von organisch gebundenem Kohlenstoff im Reaktor 2	72
4.1.2 NH_4^+ -N-Abbau	73
4.1.2.1 NH_4^+ -N-Abbau im Reaktor 1	73
4.1.2.2 NH_4^+ -N-Abbau im „Gleichgewichtszustand“ bei 5 und 35 °C im Reaktor 1	85
4.1.2.3 NH_4^+ -N-Abbau in der Zweireaktorkaskade (Reaktoren 1+2)	86
4.1.3 Eliminierter Stickstoff	92
4.1.3.1 Eliminierter Stickstoff im Reaktor 1	92
4.1.3.2 Eliminierter Stickstoff in der Zweireaktorkaskade (Reaktoren 1+2)	99
4.1.4 Zusammenfassung der Ergebnisse zum Einfluss von Temperatur	104
4.2 Einfluss einer kurzzeitigen Reduzierung der Betriebstemperatur auf die Schadstoff-Abbauleistung im getauchten Festbett-Reaktor	108
4.3 Einfluss von NaCl im Modellabwasser auf die Schadstoff-Abbauleistung im getauchten Festbett-Reaktor	112
4.3.1 Einfluss von 10 g/l NaCl im Modellabwasser	112
4.3.1.1 Einfluss von 10 g/l NaCl auf den Abbau von org. geb. Kohlenstoff	113
4.3.1.2 Einfluss von 10 g/l NaCl auf den NH_4^+ -N-Abbau im Reaktor 1	114
4.3.1.3 Einfluss von 10 g/l NaCl auf die N-Elimination im Reaktor 1	117
4.3.1.4 Einfluss von 10 g/l NaCl auf die N-Elimination in der Zweireaktorkaskade (Reaktoren 1+2)	121
4.3.2 Einfluss von 20 g/l NaCl im Modellabwasser	125
4.3.2.1 Einfluss von 20 g/l NaCl auf den Abbau von org. geb. Kohlenstoff im Reaktor 1	126
4.3.2.2 Einfluss von 20 g/l NaCl auf den NH_4^+ -N-Abbau im Reaktor 1	127
4.3.2.3 Einfluss von 20 g/l NaCl auf die N-Elimination im Reaktor 1	129
4.3.3 Zusammenfassung der Ergebnisse zum Einfluss von NaCl im Modellabwasser	133
4.4 Atmungsaktivität	135
4.4.1 <i>In-situ</i> -Atmungsaktivität	135
4.4.2 <i>Ex-situ</i> -Atmungsaktivität	139
4.4.2.1 Endogene Atmungsaktivität	140
4.4.2.2 C-Atmungsaktivität	141
4.4.2.3 N-Atmungsaktivität	143
4.4.3 Zusammenfassung der Ergebnisse zur Atmungsaktivität	146
4.5 Populationsanalyse mit der FISH-Methode (Fluoreszenz In Situ Hybridisierung)	147
4.5.1 Ammoniumoxidierende Bakterien (AO)	147
4.5.2 Nitritoxidierende Bakterien (NO)	151
4.5.3 ANAMMOX-Bakterien	153
4.5.4 Zusammenfassung der Ergebnisse zur Populationsanalyse	154
4.6 Einfluss von Sauerstoff-Konzentration, Luftvolumenstrom und hydraulischer Verweilzeit auf den N-Umsatz im getauchten Festbett-Reaktor	156
4.6.1 Einfluss der Sauerstoff-Konzentration	156
4.6.2 Einfluss des Luftvolumenstroms	157
4.6.3 Einfluss der hydraulischen Verweilzeit	159
4.6.4 Zusammenfassung der Ergebnisse zum Einfluss von Sauerstoff-Konzentration, Luftvolumenstrom und hydraulischer Verweilzeit	160
<u>5 Zusammenfassung</u>	162

1 Einleitung

Das getauchte Festbett-Biofilmverfahren findet Anwendung in kleinen Kläranlagen (meistens bis 10000 EW) oder in Anlagen mit speziellen Aufgaben, z.B. zur Vorbehandlung oder Endbehandlung industrieller Abwässer. Da das Verfahren nur eine geringe Abhängigkeit von schwankenden Substratkonzentrationen aufweist und gleichzeitig ein geringer Bedarf an Steuerungs- und Regelungstechnik vorliegt, ist es besonders für die dezentrale Abwasserreinigung geeignet. Die getauchten Festbett-Reaktoren werden erfolgreich als vollbiologische Behandlung (mit und ohne Nitrifikation), als Nitrifikationsstufe innerhalb eines mehrstufigen Verfahrens oder als nachgeschaltete Stufe, z.B. für die Restnitrifikation eingesetzt. Weiterhin ist das Verfahren im Einsatz speziell für Kläranlagen, die saisonalen Schwankungen unterliegen, z.B. in touristisch stark frequentierten Regionen.

Die getauchten Festbett-Reaktoren weisen Vorteile gegenüber dem Belebungsverfahren oder den anderen Biofilmverfahren auf. Hier sind unter anderem der vergleichsweise geringe Platzbedarf, die guten Wachstumsmöglichkeiten für Bakterien mit langen Generationszeiten, die relativ geringe Empfindlichkeit gegen Belastungsschwankungen, sowie die weitgehende simultane N-Elimination unter aeroben Bedingungen zu nennen. Das Verfahren besitzt allerdings auch Nachteile, wie z.B. die hohe Verstopfungsgefahr, die Empfindlichkeit bezüglich suspendierter Stoffe, der diffusionslimitierte Substratabbau im Biofilm und der im Vergleich zu Tropfkörpern oder rotierenden Tauchkörpern hohe Energieaufwand für die Belüftung der Anlage.

In Deutschland erfolgt die Konzipierung der getauchten Festbett-Reaktoren nach den Richtlinien der DWA (Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e.V.). Die DWA empfiehlt den Aufbau einer Kaskade oder eine Gestaltung als Becken mit Pfropfenströmung. Dabei wird davon ausgegangen, dass in den ersten Kaskadestufen im wesentlichen der C-Abbau und in den weiteren Stufen die Nitrifikation stattfinden. Es wird darauf hingewiesen, dass im getauchten Festbett-Reaktor, auch ohne eine separate Denitrifikationsstufe, eine simultane N-Elimination von bis zu 50 % erreicht werden kann.

Die Erweiterung des Exportmarkts für das getauchte Festbett-Verfahren erfordert explizit die Berücksichtigung des Einflusses von den Betriebsparametern auf die Effektivität der Abwasserbehandlung, die von den deutschen Verhältnissen signifikant abweichen. Dies sind unter anderem die Temperatur und der Salzgehalt des Abwassers.

Für Deutschland untypische Abwassertemperaturen von weniger als 10 °C oder höher als 20 °C gehören in anderen Regionen der Erde über mehrere Monate zu den normalen Betriebsbedingungen. Der Cl⁻-Gehalt im herkömmlichen mitteleuropäischen kommunalen Abwasser beträgt im Regelfall weniger als 1 g/l. In Regionen, die sich in der Nähe der Küste befinden, können wesentlich höhere Salzkonzentrationen auftreten. Durch die Nutzung von Meereswasser z.B. für die Toilettenspülung oder durch das Eindringen von salzhaltigem Grundwasser werden die Kläranlagen mit höheren Salzfrachten belastet. Weiterhin können industrielle Abwasserströme hohe Salzkonzentrationen, oft in Form von Chlorid, enthalten.

In zahlreichen Literaturquellen wird über die Wirkung von Temperatur und Salz auf die mikrobielle Stoffwechselaktivität berichtet. Im Regelfall wird der Einfluss dieser Faktoren auf die Wachstumsraten der Bakterien und die Schadstoff-Abbauleistung einer Biozönose betrachtet. Konsequenzen für die Konzipierung der Reaktoren werden auf der Grundlage der gewonnenen Ergebnissen allerdings selten abgeleitet. Weiterhin fehlen ausführliche Studien zu der parallelen Wirkung von Temperatur und Salz auf die bakteriellen Stoffwechselprozesse. In warmen Klimazonen kann es vorkommen, dass das Abwasser gleichzeitig wesentlich höhere Temperaturen und Salzgehalte als in Deutschland aufweist. Eine Kombination von niedriger Betriebstemperatur und hohem Salzgehalt im Abwasser kann über längerer Zeit in kälteren Regionen auftreten.

Ziel der vorliegenden Arbeit war die Untersuchung des Temperatur- und Salzeinflusses auf die Effektivität der Abwasserbehandlung mit dem getauchten Festbett-Biofilmverfahren. Die Versuche wurden im Labormaßstab im Temperaturbereich von 5 bis 35 °C durchgeführt. Der parallele Einfluss von Temperatur und Salzgehalt wurde ebenso untersucht, in dem zum verwendeten Modellabwasser NaCl (10 oder 20 g/l) zugegeben wurde. Als Referenzversuch wurde die Temperaturwirkung im salzfreien Medium betrachtet.

Ein wesentlicher Schwerpunkt dieser Arbeit bildete insbesondere auch die Fragestellung, inwieweit die Auslegungsregeln der DWA für getauchte Festbett-Reaktoren um einen Temperatur- und Salzeinfluss ergänzt und erweitert werden sollten. Um diese Problematik eingehend zu betrachten, wurde der Abbau von organisch gebundenem Kohlenstoff, Ammonium und die simultane N-Elimination in getauchten Festbett-Reaktoren, dimensioniert und gebaut nach den DWA-Bemessungsgrundlagen für die Abwasserbehandlung ohne und mit Nitrifikation in Einzelreaktoren und Zweireaktorkaskaden, beobachtet und ausgewertet.

Der C-Abbau wurde bei einer organischen Belastung von 20 und 85 % der von der DWA als maximal empfohlenen Belastung von $12 \text{ gBSB}_5/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ durchgeführt. Der N-Umsatz im getauchten Festbett-Reaktor wurde bei einer 9 %-igen, 86 %-igen, 200 %-igen und 600 %-igen TKN-Last der DWA-Nitrifikationsauslegung untersucht.

Die Auswirkung von 10 g/l NaCl im Abwasser auf die Schadstoff-Abbauleistung wurde bei der 86 %-igen TKN-Last der DWA-Nitrifikationsauslegung ermittelt. Unter den Bedingungen einer 600 %-igen TKN-Last wurde der Einfluss von 10 und 20 g/l NaCl im Modellabwasser beobachtet.

Schwerpunkt der experimentellen Arbeiten waren der Temperatur- und Salzeinfluss auf den C-Abbau und die N-Umsatzteilprozesse: Ammonium-Abbau, Nitrifikation und N-Elimination im getauchten Festbett-Reaktor. Die Auswertung der Wirkung von Temperatur und Salz basierte im Wesentlichen auf den ermittelten Umsatzgeschwindigkeiten. Unterstützend wurden die *In-situ*-Atmungsaktivität und die *Ex-situ*-Atmungsaktivität (endogene, C- und N-Atmungsaktivität) bestimmt.

Um ein vertieftes Verständnis über die ursächliche Bakterienbiozönose zu erhalten, die am N-Umsatz in den getauchten Festbett-Reaktoren beteiligt war, wurden Populationsanalysen mit der FISH-Methode durchgeführt. Dabei wurde sowohl die Häufigkeit von ausgewählten ammonium- und nitritoxidierenden Bakterien als auch von ANAMMOX-Bakterien im Biofilm und in der suspendierten Biomasse untersucht.

Im Rahmen kurzzeitiger Versuche wurde der Einfluss von Betriebsparametern wie Sauerstoff-Konzentration in der Flüssigphase, Luftvolumenstrom und hydraulischer Verweilzeit, sowie eines kurzzeitigen rapiden Temperatureinbruchs auf die Reinigungsprozesse im getauchten Festbett-Reaktor ermittelt und dargestellt.

Auf der Grundlage der gewonnenen Resultate und deren Interpretation werden Vorschläge zur Ergänzung der DWA-Auslegungsrichtlinien für die getauchten Festbett-Reaktoren unter dem Gesichtspunkt eines erweiterten Anwendungsbereiches hinsichtlich der Temperatur und des Salzgehaltes im Vergleich zu den deutschen Abwasserverhältnissen abgeleitet.

2 Stand des Wissens und der Technik

2.1 Grundlagen der biologischen Abwasserreinigung

2.1.1 Abwasserherkunft, -definition und -zusammensetzung

2.1.1.1 Kommunales Abwasser

Das kommunale Abwasser setzt sich aus dem häuslichen Schmutzwasser (aus Haushalten, Büros, Gaststätten, etc.), dem gewerblichen Schmutzwasser (aus Metzgereien, Schlossereien, Tankstellen etc.), dem Fremdwasser (an undichte Stellen der Kanalisation) und dem verschmutzten Niederschlag von Regen oder Schneeschmelze zusammen [KOP-99, BEV-02].

Im Regelfall sind die folgenden Verbindungen im kommunalen Abwasser vorhanden: Harnstoff, Kreatinin, Harnsäure als Substanzen des Harnes, Skatol und Koprosterin aus den menschlichen Fäkalien, Zucker, Fett und Eiweiß aus Nahrungsmittelresten, aber auch die Kationen: Ammonium, Natrium, Kalium, Calcium, Magnesium und die Anionen: Chlorid, Sulfat, Phosphat und Carbonat. Bei der heutigen Zusammensetzung der handelsüblichen Waschmittel zählen auch noch synthetische Tenside und Bor dazu [KOP-99].

Neben den Schmutzstoffen enthält das kommunale Abwasser Bakterien, pathogene Keime, Viren und Wurmeier [BEV-02].

2.1.1.2 Industrielles Abwasser

Das industrielle Abwasser besteht aus industriellem Schmutzwasser (aus Gewerbegebieten) und verschmutztem Niederschlag. Die Zusammensetzung und die Menge des industriellen Abwassers hängen von der Art der Rohprodukte und dem Produktionsverfahren ab [KOP-99].

2.1.2 Das Abwasser als Nährlösung für Mikroorganismen

Prinzipiell können Substanzen von Mikroorganismen metabolisiert werden, die einen Nährstoffcharakter zum Aufbau eigener Biomasse oder zum Energiegewinn aufweisen. Eine ideale Nährstofflösung für die heterotrophen Mikroorganismen ist die, welche ein C:N:P-Verhältnis von 100:8,3:3,3 besitzt. Unter diesen Bedingungen werden die C-, N- und P-Verbindungen vollständig über den Energiestoffwechsel (Katabolismus) und den Baustoffwechsel (Anabolismus) umgesetzt [BEV-02].

Allgemein gilt für das kommunale Abwasser ein C:N:P-Verhältnis von 100:20:5. Diese Verschiebung im Vergleich zu der für Bakterien optimalen Substratzusammensetzung erfordert eine gezielte und weitgehende N- und P-Elimination [BEV-02].

2.1.3 Mikrobiologische Grundlagen der Abwasserreinigung

In [TSC-03] werden die Ziele der biologischen Abwasserreinigung folgenderweise zusammengefasst: Umsetzung von biologisch abbaubaren löslichen und suspendierten Stoffen

zu akzeptablen Endprodukten, Inkorporation von suspendierten und nicht absetzbaren Kolloidfeststoffen in den Flocken oder im Biofilm, Umsetzung oder Elimination von Stickstoff und Phosphor und in einigen Fällen die Beseitigung spezifischer organischer Inhaltsstoffe.

Basis für die biologischen Reinigungsprozesse und demzufolge auch für die Auslegung von Kläranlagen ist das Verständnis der biochemischen Mechanismen auf mikrobiologischem Niveau. In der Tabelle 1 sind die wichtigsten Bakteriengruppen je nach C-Quelle für den Biomasseaufbau, Elektronendonator und Elektronenakzeptor dargestellt. Die aufgeführten Bakteriengruppen gehören zu der großen Gruppe der Chemotrophen, wobei die heterotrophen als chemoorganoheterotrophe und die autotrophen als chemolithoautotrophe Bakterien bezeichnet werden.

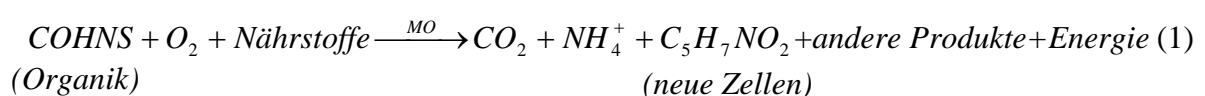
Tabelle 1. Klassifizierung einiger Bakterien gemäß der C-Quelle für den Biomasseaufbaus, des Elektronendonators und des Elektronenakzeptors nach [TSC-03]

Bakterientyp	Prozess	C-Quelle	Elektronendonator	Elektronenakzeptor	Produkte
aerobe Heterotrophen	aerobe Oxidation	organische Verbindungen	organische Verbindungen	O ₂	CO ₂ , H ₂ O
aerobe Autotrophen	Nitrifikation	CO ₂	NH ₃ ⁻ , NO ₂ ⁻	O ₂	NO ₂ ⁻ , NO ₃ ⁻
O-fakultative Heterotrophen	Denitrifikation, anoxisch	organische Verbindungen	organische Verbindungen	NO ₂ ⁻ , NO ₃ ⁻	N ₂ , CO ₂ , H ₂ O

In Anlagen zur biologischen Abwasserbehandlung sind nicht nur Bakterien sondern auch höhere Organismen wie z.B. Wechseltierchen, Wimpertierchen, Geißeltierchen, Glockentierchen, Rädertierchen, Sauginfusorien und Fadenwürmer vorhanden. Deren Anwesenheit hat keinen direkten Zusammenhang mit den Abbauvorgängen, kann aber manchmal von Vorteil sein [KOP-99].

2.1.4 Biologischer Abbau von organischen Stoffen

Gleichung (1) stellt die allgemeine Reaktion der aeroben Oxidation dar, wobei eine Mineralisierung der löslichen und suspendierten organischen Stoffe (Katabolismus oder Energiestoffwechsel) und gleichzeitig eine Bildung von neuen Zellen (Anabolismus oder Baustoffwechsel) stattfinden. Andere Produkte können H₂O, SO₄²⁻, NO₂⁻, NO₃⁻ sein [TSC-03].



Der aerobe Abbau von den organischen Verbindungen erfolgt mit einem hohen Energiegewinn, wobei der von den organischen Molekülen (Elektronendonator) abgespaltene

Wasserstoff sich mit dem Sauerstoff zum Wasser verbindet. Dieser Prozess läuft in vielen Teilreaktionen ab, so dass die in kleinen Beträgen freigesetzte Energie möglichst sinnvoll in nutzbare Energie umgewandelt werden kann. Etwa 40 % von der gewonnenen Energie wird in Form von Adenosintriphosphat (ATP) gebunden und stehen den Zellen als Energiequelle zur Verfügung. Die restlichen 60 % werden als Reaktionswärme freigesetzt. Weiterhin wird bei der Oxidation von organischen Stoffen die Produktion der Monomeren für körpereigene Substanzen und Reservestoffe gewährleistet. Der hohe Energiegewinn bei den aeroben Oxidationsprozessen widerspiegelt sich in hohem bakteriellem Wachstum (Überschuss-schlamm-Produktion) und eventuell in einer Selbsterwärmung [BEV-02].

2.1.5 Biologischer Stickstoff-Umsatz

2.1.5.1 Grundlagen

Der in löslicher Form vorhandene Stickstoff kann als organisch gebundener Stickstoff, NH_4^+ , NO_2^- und NO_3^- vorkommen. Das Ammonium liegt in einem vom pH-Wert und der Temperatur abhängigen Gleichgewicht mit Ammoniak (NH_3). Mit Erhöhung des pH-Wertes und der Temperatur steigt auch der Anteil des Ammoniaks [KOP-99, BEV-02].

Bei einem Überangebot an Stickstoff-Verbindungen (hauptsächlich Nitrat) und Phosphaten findet eine Eutrophierung des Gewässers statt, die eine übermäßige Wachstumsintensität der Algen und Wasserpflanzen zur Folge hat. Dadurch tritt ein vermehrtes Absterben der Wasserflora bzw. ein erhöhter mikrobieller Sauerstoffverbrauch auf [KOP-99, BEV-02].

Um diese negativen Auswirkungen in den Gewässern zu vermeiden, soll in der Kläranlage eine weitgehende N-Elimination realisiert werden. Diese umfasst die Ammonifikation (Zersetzung der organischen N-haltigen Verbindungen bis zu NH_4^+), die Nitrifikation (Oxidation des NH_4^+ bis zum NO_2^- und NO_3^-) und die Denitrifikation (Reduktion des NO_2^- / NO_3^- im idealen Fall bis zum N_2). Eine Alternative zur heterotrophen Denitrifikation ist die autotrophe Deammonifikation. Die Deammonifikation umfasst zwei Reaktionsschritte: die aerobe Oxidation des NH_4^+ bis NO_2^- (Nitritation) und die anoxische Oxidation des restlichen Ammoniums mit dem im ersten Schritt gebildeten NO_2^- zu N_2 .

2.1.5.2 Ammonifikation

Unter Ammonifikation versteht man den enzymkatalysierten Abbau von Proteinen über Peptone, Polypeptide, Oligopeptide und Aminosäuren bis zum Harnstoff. Durch den Vorgang der hydrolytischen Desaminierung mit dem Enzym Urease (Gl. 2) erfolgt die Aufspaltung des Harnstoffs zu NH_3 und CO_2 [KOP-99].



Der organisch gebundene Stickstoff wird schon im Kanalnetz relativ schnell zu Ammonium abgebaut, sodass praktisch am Zulauf der Kläranlage der Stickstoff oft hauptsächlich in Form von NH_4^+ -N vorliegt. Meistens sind im häuslichen Abwasser kein Nitrit und kein Nitrat vorhanden. Sie können aber mit Fremdwasser ins Kanalnetz diffundieren [BEV-02].

2.1.5.3 Nitrifikation

Der nächste Schritt im N-Kreislauf beinhaltet die Nitrifikation. Damit wird die zweistufige biologische Oxidation des NH_4^+ bis NO_2^- , die Nitritation, und anschließend bis NO_3^- , die Nitratation, bezeichnet. Gleichungen (3) und (4) stellen die beiden Nitrifikationsschritte dar [KOP-99].

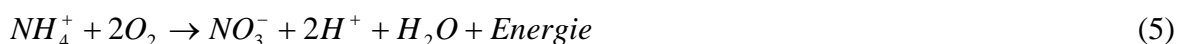
- Nitritation



- Nitratation



- Nitrifikation (Gesamtreaktion)



Die Nitrifikation ist durch einen hohen Sauerstoffverbrauch (für die vollständige Oxidation von 1 g NH_4^+ -N werden 4,57 g O benötigt) und eine hohe Säureproduktion (1 Mol NH_4^+ -N bildet 2 Mol H^+) gekennzeichnet. Da die Nitrifikanten autotrophe Mikroorganismen sind, benutzen sie für den Zellaufbau das CO_2 als C-Quelle. Demnach wird im System mehr Sauerstoff frei, was zu einer Verringerung des gesamten Sauerstoffbedarfs für die Nitrifikation auf 4,25 gO/gN führt. Die entstehende Säure kann z.B. mit Alkali- und Erdalkalicarbonaten neutralisiert werden [KOP-99, BEV-02, TSC-03].

Nach [PAI-86] ist die Nitrifikation aus den folgenden Gründen ein wichtiger Schritt bei der Abwasserbehandlung:

- infolge der geringen Wachstumsraten der Nitrifikanten und deren hoher Sensibilität ist die Nitrifikation ein Indikator für einen insgesamt effektiven Reinigungsprozess,
- die Nitrifikation verhindert den Ablauf von an Ammonium-Ionen reichen Gewässern, die toxischer als die Nitrat-Ionen für die Fische sind,
- in dem N-Eliminationsprozess ist die Nitrifikation ein wichtiger Schritt, sodass die Eutrophierung von Gewässern vermieden wird.

Alle für die Abwasserreinigung relevanten nitrifizierenden Mikroorganismen sind chemolithoautotrophe, Gram-negative Bakterien, die mit einer im Vergleich zu den meisten

heterotrophen Bakterien wesentlich längeren Generationszeit auftreten. Für die ammonium-oxidierenden Bakterien (AO) wird diese mit 7 bis 24 Stunden, sogar bis zu einigen Tagen (für *Nitrosomonas*: 8 Stunden), angegeben. Die Zellteilung bei den nitritoxidierenden Bakterien (NO) dauert 10 bis 140 Stunden für die verschiedenen *Nitrobacter*-Spezies und etwa 60 Stunden bei Vertretern der *Nitrospira* [BOC-86, BOC-91].

Zurzeit existieren keine wissenschaftlich fundierten Angaben, dass eine Bakterienart beide Nitrifikationsschritte realisieren kann. Bakterien, die Nitrifikation realisieren, sind *Nitrosomonas*, *Nitrosococcus*, *Nitrosovibrio*, *Nitrosolobus* und *Nitrospira*. Das Nitrit wird bis zum Nitrat von *Nitrobacter*, *Nitrospira*, *Nitrococcus* und *Nitrospina* oxidiert [BOC-86, BOC-91].

Alle Nitrifikanten, außer *Nitrospira*, gehören zu unterschiedlichen Klassen (α -, β -, γ -, oder δ -Klasse) des Stammes *Proteobacteria*. *Nitrospira* gehört zum separaten Stamm-*Nitrospirae* /Taxonomy Browser NCBI/. Mit dem Begriff *Nitrospira*-ähnliche Bakterien (*Nitrospira*-like bacteria) werden NO, die zu *Nitrospirae* gehören, bezeichnet [DAI-00].

Aus der Sicht der klassischen mikrobiologischen Betrachtungsweisen sind für die beiden Nitrifikationsschritte bei der biologischen Abwasserbehandlung *Nitrosomonas* und *Nitrobacter* im Wesentlichen verantwortlich [BEL-78, BEL-79]. Allerdings wird in den letzten Jahren anhand molekularbiologischer Techniken immer öfters nachgewiesen, dass in der Abwasserreinigung nicht nur die oben genannten Bakterien von Bedeutung sind. Eine oft verwendete Methode ist die Fluoreszenz In Situ Hybridisierung (FISH). Bei der FISH werden auf der Grundlage von fluoreszenzgekennzeichneten, an bestimmten 16S rRNS gerichteten, DNS-Fragmenten Bakterien, die relevant für die Abwasserbehandlung sind, identifiziert. Solche sind unter anderem nitrifizierende, denitrifizierende und ANAMMOX-Bakterien [WAG-95, SCHr-98, JUR-98, DAI-00, EGL-01, HAN-02, ROW-02 und OKA-02].

Nach [ROT-97] sind *Nitrosomonas* und *Nitrospira* die häufigsten AO in Klärschlammproben. Generell wächst *Nitrospira* in reinen Kulturen langsamer als *Nitrobacter*. Demnach lässt sich *Nitrobacter* unter Laborbedingungen besser kultivieren. Bei der Anwendung von molekularbiologischen Techniken wird zunehmend vermutet, dass hauptsächlich *Nitrospira* für die Nitrifikation unter realen Betriebsbedingungen verantwortlich ist. In [SCHr-98] wurde berichtet, dass in Proben von einem Wirbelbett-Reaktor die AO ausschließlich *Nitrospira* und die NO *Nitrospira moscoviensis* waren. *Nitrosomonas* und *Nitrobacter* wurden nicht identifiziert. Han et al [HAN-02] und Mota et al. [MOT-03] zeigten, dass vor allem die Kombination *Nitrosomonas/Nitrospira* verantwortlich für die beiden Schritte der Nitrifikation in der biologischen Abwasserreinigung ist.

Parallel zu der Identifizierung bestimmter Bakterien kann mit Hilfe der FISH-Methode und einer geeigneten Mikroskopiertechnik (Epifluoreszenz oder Confocal Laser Scanning Microscopy, CLSM) eine Quantifizierung durchgeführt werden. Dabei kann z.B. der Anteil der Nitrifikanten, das AO/NO-Verhältnis oder das Autotrophen/Heterotrophen-Verhältnis in der Probe ermittelt werden [OHA-95, BIE-01, BIE-02, NOG-02, KIN-04, MAN-05, Kim -06].

2.1.5.4 Denitrifikation

Die Denitrifikation ist die biologische Reduktion von oxidierten N-Verbindungen. In Abwesenheit von gelöstem Sauerstoff werden das Nitrat und das Nitrit als Wasserstoffakzeptor verwendet (s. Gleichung 6). Dabei können unterschiedliche Produkte wie Lachgas (N_2O), Stickstoffmonoxid (NO) und molekularen Stickstoff entstehen [BEV-02, TSC-03].



Damit eine Denitrifikation stattfinden kann, müssen die folgenden Anforderungen erfüllt werden: Anwesenheit von Nitrat bzw. Nitrit, Abwesenheit von löslichem Sauerstoff und organische Substanz als H-Quelle [KOP-99]. Da der Energiegewinn aus der Veratmung von organischen Stoffen bei der Denitrifikation geringer als bei der Verwendung von gelöstem Sauerstoff ist, darf im Denitrifikationsbecken kein gelöster Sauerstoff vorhanden sein.

Allerdings kommt es in der Praxis auch zu einer Denitrifikation, wenn im Becken geringe Konzentrationen an Sauerstoff in gelöster Form vorliegen (simultane Denitrifikation). Aufgrund der Atmungsaktivität der Bakterien und der langsameren Diffusion des Sauerstoffs im Vergleich zum Nitrat ist der Sauerstoffgehalt in der Tiefe der Flocke oder des Biofilms teilweise praktisch gleich Null. In diesem Fall wird der im Nitrat gebundene Sauerstoff für die anoxische Atmung verwendet [BEV-02]. Besonders erfolgreich ist die simultane Denitrifikation im Biofilmverfahren, wie z.B. getauchtes Festbett oder Wirbelbett, da sich bei diesem auf den Aufwuchsträgern ein hinreichend dicker Biofilm ausbildet. Dabei entstehen Zonen mit unterschiedlichem Sauerstoff-Gehalt, die den simultanen Ablauf von aeroben, anoxischen und anaeroben Prozessen gewährleisten [SCHu-98b, CAO-01, ATV-02, JAN-02b, JAN-03]. Horn berichtet dagegen, dass aufgrund der geringen Denitrifikationsrate der großtechnische Einsatz von simultaner Nitrifikation und Denitrifikation nicht sinnvoll sei [HOR-92].

2.1.5.5 Deammonifikation

Neben der Denitrifikation findet bei der Abwasserreinigung noch ein Prozess zur Reduktion von oxidierten N-Verbindungen, die Deammonifikation, statt. Dabei läuft die N-Elimination über zwei Reaktionsschritte ab: Nitrifikation (Oxidation des Ammoniums bis Nitrit) und ANAMMOX (ANaerobe AMMonium OXidation):

- Nitritation



- ANAMMOX



Voraussetzung für eine Deammonifikation ist die Hemmung der Aktivität der NO und demzufolge das Abbrechen der Nitrifikation nach der Bildung von Nitrit. Prinzipiell kann diese bei höheren Umgebungstemperaturen stattfinden, da erst bei Temperaturen höher als 25 °C die AO eine höhere Wachstumsgeschwindigkeit als die NO aufweisen [KNO-65].

Die ANAMMOX-Bakterien sind chemolithoautotroph, Gram-negativ und gehören zu einer separaten Ordnung der Domäne *Bacteria-Planctomycetales*. ANAMMOX-Bakterien, die mit der Hilfe von molekularbiologischen Techniken in Biozöosen unterschiedlicher Abwasseranlagen identifiziert wurden, sind Candidatus „*Brocadia anammoxidans*“, Candidatus „*Kuenenia stuttgartiensis*“, Candidatus „*Scalindua wagneri*“ und Candidatus „*Scalindua brodae*“ [JET-01, SCHm-00, KAR-04].

2.2 Biofilme in der Abwasserreinigung

2.2.1 Biofilmentstehung

Unter Biofilm versteht man nach DIN EN 1085 [DIN-97] eine Schicht von auf einer Oberfläche angesiedelten Mikroorganismen.

Die Biofilmbildung läuft auf Grund physikalisch-chemischer Prozesse ab und findet dort statt, wo Substrat vorhanden ist. Man unterscheidet drei Phasen der Biofilmformierung. Das Material wird zunächst durch das umgebende Medium (Wasser, Substrat und Luft) beeinflusst und verändert, die so genannte Konditionierung. Albertson et. al. weisen darauf hin, dass in der ersten Phase der Biofilmbildung das Material keine wesentliche Bedeutung hat [ALB-00]. Im Gegensatz dazu berichtet Schulz-Mennigmann, dass die Eigenschaften bzw. die Struktur eines Polymers (Oberfläche, Farbe, Zusammensetzung) von großer Bedeutung, insbesondere während der Anfahrphase eines Reinigungsprozesses, sind [SCHu-93].

In der zweiten Phase der Biofilmbildung kontaktieren die Mikroorganismen mit der im Vorfeld konditionierten Oberfläche. Im Abwasser liegen Polysaccharide und Proteine in gelöster Form vor, die durch Strömungen und physikalische Prozesse, wie Braun'sche Molekularbewegung und Diffusion, an die Aufwuchsmaterialoberfläche transportiert werden. Die Anlagerung der Bakterien folgt unmittelbar die Bildung des Konditionierungsfilmes. Die Mikroorganismen vermehren sich exponentiell. Als Folge dieses natürlichen Prozesses

entsteht mit der Zeit ein dicker und sichtbarer Biofilm. Die bakterielle Sorption an der Oberfläche ist in der Regel umkehrbar, sodass sich die Zellen ablösen können. Während der zweiten Phase der Biofilmbildung wird das Anheften der Bakterien mittels Van-der-Waals- und chemischen Bindungen, z.B. Wasserstoffbrücken realisiert [SCHu-93, ALB-00].

Die dritte Phase der Biofilmbildung äußert sich mit einer dauerhaften, irreversiblen Adhäsion, wobei die Zellen Glykokalix (Hülle von der Außenseite der Zellwand) produzieren und somit auf der Materialoberfläche fest gebunden werden [ALB-00]. Ohashi et al. stellen fest, dass die Bildungsphase der kritische Schritt in der Entwicklung eines Biofilms ist. Hohe Belastung und intensivere Rückspülung in dieser Anfangsphase sind aus Sicht einer weitgehender Nitrifikation ungünstig [OHA-95]

2.2.2 Biofilmzusammensetzung

Generell wird ein Biofilm aus drei großen Organismengruppen gebildet: die Bakterien, die Protozoen und die Metazoen [SCHu-99]. Der Biofilm besteht weiterhin aus extrazellulären polymeren Substanzen (EPS), Ionen, anorganischen Partikeln, Detritus (totes organisches Material) sowie kolloidalen und gelösten Komponenten [FLE-03].

2.2.3 Extrazelluläre Polymere Substanzen (EPS)

Die EPS werden als die Schlüsselkomponente im Biofilm, die die strukturelle und funktionelle Integrität von mikrobiellen Aggregaten bestimmt, bezeichnet. Die EPS bestehen aus Polysacchariden, Proteinen, Nukleinsäuren, (Phospho-) Lipiden und Huminstoffen. Diese bilden eine dreidimensionale, gelähnliche, stark hydratisierte und lokal aufgeladene Struktur und gelten als Matrix in der die Mikroorganismen und die inerten Bestandteile des Biofilmes eingebettet sind [FLE-03, HOR-03].

Nach Starkey et al. haben die EPS unterschiedliche Funktionen im Biofilm. Solche sind unter anderem für die Anhaftung der Mikroorganismen an die Oberfläche, für die Biofilmarchitektur und als Schutz vor unterschiedlichen Stressfaktoren (antimikrobielle Substanzen, Chemikalien, Desinfektanten, Toxine, UV-Strahlung, Temperatur, osmotischer Schock u.a.) [STA-04]. Lopes et al. stellten fest, dass die EPS-Produktion in der Anlaufphase einer Biofilmbildung am stärksten ist [LOP-00].

Kuehn et al. zeigten, dass in heterogenen Biofilmen ein steiler Konzentrationsgradient entstehen kann, sodass in den dichteren Zonen ein Nährstoffmangel entsteht. Dies hat einen biologischen Abbau der EPS in älteren Biofilmen zur Folge [KUE-01]. In [HOR-01] werden ähnliche Beobachtungen beschrieben. Horn et al. berichteten, dass unter substratlimitierten Bedingungen die EPS als C-Quelle von den Bakterien verwendet werden. In Biofilmen zur

Abwasserreinigung kann der gesamte organisch gebundene Kohlenstoff von 70 bis 98 % aus EPS bestehen [FLE-03].

2.2.4 Modelle zur Beschreibung von Biofilmen

Die mathematische Modellierung zu Wachstum, Deaktivierung und Lysis der Mikroorganismen und zum Stofftransport und -umsatz basiert auf einer Verbindung der verschiedenen Biofilmmodellvorstellungen. Dabei sollen alle Kompartimente des Biofilmsystems betrachtet werden [HOR-03]. Nach Harremoes sind die Reaktionsgeschwindigkeit im Biofilm, die Diffusion in der flüssigen Phase und innerhalb des Biofilmes, der Biofilmzuwachs und das Biofilmabscheren bei der Auslegung von Biofilmanlagen zur Abwasserreinigung unbedingt zu berücksichtigen [HAR-78].

Für biologische Systeme, in denen mehrere biochemische Reaktionen gleichzeitig stattfinden wird der Substratumsatz mit dem Monod-Ansatz beschrieben [MON-49]:

$$-\frac{dc(S)}{dt} = r(S) = \frac{\mu_{\max}}{Y} \cdot \frac{c(S) \cdot c(X)}{K_S + c(S)} \quad (9)$$

$dc(S)/dt$:	Änderung der Substrat-Konzentration über die Zeit	$g/m^3 \cdot d$
$r(S)$:	Abbaugeschwindigkeit des Substrates	$g/m^3 \cdot d$
μ_{\max} :	maximale Wachstumsgeschwindigkeit	$1/d$
Y :	Ertragskoeffizient	g/g
$c(S)$:	Substrat-Konzentration	g/l
$c(X)$:	Biomasse-Konzentration	g/l
K_S :	Substrat-Konzentration bei halbmaximaler Geschwindigkeit	g/l

Die ersten Modellvorstellungen zu Biofilmen versuchen die Phänomene in Festbett-Reaktoren zur Abwasserreinigung zu erklären. Alle diese Theorien basieren auf einer Homogenität des Biofilms, in dem die Mikroorganismen gleichmäßig verteilt sind [LAM-76, HAR-76, HAR-78, HOR-03]. Bei der Biofilmmodellierung muss jedoch nicht nur die Substrat- und Biomasse-Konzentration sondern auch der diffusionslimitierte Stofftransport innerhalb des Biofilms beachtet werden. Die Antriebskraft bei der Diffusion ist der Konzentrationsgradient ($dc(S)/dx$) über der Wegstrecke. Diffusionsvorgänge von Stoffen durch Medien werden mit dem ersten Fick'schen Diffusionsgesetz beschrieben [KOL-70].

$$J = -D \frac{dc(S)}{dx} \quad (10)$$

J :	Teilchenstromdichte	$mol/m^2 \cdot s$
D :	Diffusionskoeffizient	m^2/s
$dc(S)/dx$:	Änderung der Substratkonzentration über die Wegstrecke	$mol/m^3 \cdot m$

Das erste Fick'sches Gesetz postuliert, dass die Teilchenstromdichte proportional zum Diffusionskoeffizienten und dem Konzentrationsgradient ist. Die Diffusion findet in einem stationären Zustand statt, wobei die Substratkonzentration über der Zeit konstant bleibt.

Etwa zehn Jahre nach der Entwicklung der ersten Biofilmmodelle, die den Biofilm als ein homogenes System betrachten, wird ein neuartiges Modell dargestellt. Dabei wird das heterogene Biofilmsystem in vier Bestandteile unterteilt: Aufwuchsfläche, Basisfilm, Oberflächenfilm und Flüssigkeitsfilm [WILL-89].

Anhand der Confocal Laser Scanning Microscopy (CLSM) wird es möglich, den Biofilm bis zu 200 μm oder besser optisch zu rastern und dadurch eine detaillierte Analyse der diskreten Biofilmstruktur durchzuführen. Auf der Grundlage dieser Methode wurde von [COS-94] das Mushroom-Biofilmmodell entwickelt (s. Bild 1). Nach dieser Vorstellung des Biofilmaufbaus sind die Mikroorganismen zum größten Teil in Zellclustern gebunden, die von Lücken und Kanälen getrennt werden. Weiterhin wird behauptet, dass neben der Diffusion innerhalb des Biofilms ein konvektiver Transport existiert [COS-94, LEW-03].

Nach [WÄS-02] ist nicht nur der diffusive und konvektive Transport, sondern auch der von zahlreichen Zellformationen geförderte Substratumsatz wichtig für den Stoffübergang.

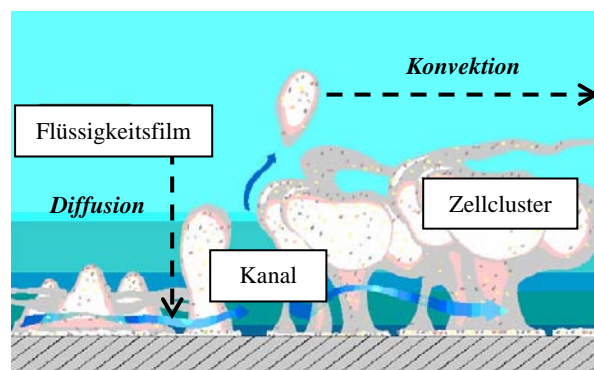


Bild 1. Hypothetische Struktur des Biofilms (Mushroom-Struktur) nach [COS-94] mit Eingabe der Stofftransportrichtung nach [LEW-03].

Die bisherige Betrachtung, dass die Aufwuchsfläche im Reaktor mit der biologisch aktiven Filmfläche übereinstimmt, wird bezweifelt. Ein konvektiver Transport innerhalb des Biofilms würde bedeuten, dass aktive Oberflächen im Biofilminneren, wie z.B. Oberflächen von Bakterienclustern, durch die Kanäle mit Substrat versorgt werden könnten. Demnach wäre der eindimensionale Ansatz unter Zugrundlegung des Monod-Modells und des ersten Fick'sche Gesetzes in diesem Fall nicht adäquat. Zurzeit gibt es jedoch keinen eindeutigen Nachweis für die Existenz eines konvektiven Transports innerhalb von realen Biofilmsystemen [HOR-03].

Um die diskrete Biofilmstruktur zu charakterisieren, werden Mikroelektroden zur Messung der Konzentration unterschiedlicher Substanzen, wie z.B. Sauerstoff, Ammonium, Nitrit und

Nitrat, oder von pH und Redoxpotential innerhalb des Biofilms verwendet. Parallel dazu wird die Biofilmdicke gemessen. Mit Hilfe der ermittelten Substratmikroprofile werden Aussagen bezüglich der konkreten räumlichen Lokalisierung der aeroben, anaeroben und anoxischen Zonen bzw. den entsprechenden Prozessen gemacht und damit ein besseres Verständnis der Biofilmprozesse erreicht [HOR-92, HOR-95, SCHr-96, HOR-98, SCHr-99, Li-04, Yu-04].

Mit der Hilfe von Mikroprofilen, einschließlich Sauerstoff-, NH_4^+ - und NO_3^- -Konzentration, pH und Redoxpotential, wurde die Heterogenität des Biofilms nachgewiesen [LI-04]. Die Autoren gliedern die Biofilmformation in den folgenden drei Schritten:

- Bildung eines heterotrophen Biofilms, in dem nur C-Abbau stattfindet,
- Bildung eines heterotrophen/autotrophen Biofilms, in dem C-Abbau und Nitrifikation gleichzeitig ablaufen und
- Bildung eines aeroben/anoxischen Biofilms nach Sauerstoff-Gehalt-Reduktion im Reaktor von bis zu 2 mg/l, in dem C-Abbau, Nitrifikation und Denitrifikation simultan stattfinden.

2.2.5 Dicke des Biofilms

In der Regel sieht ein gut funktionierender aerober Biofilm, der etwa 100 μm dick ist, wie eine sichtbare dünne „Haut“ auf den Aufwuchskörpern aus. Die Biofilmdicke ist im Vergleich zu den Diffusionswegen innerhalb der Belebtschlammflocken wesentlich größer. Ein Biofilm mit Dicke größer 100 μm ist unter aeroben Bedingungen kein Zeichen für gute Reinigung. Dabei entstehen in der Tiefe des Biofilms anaerobe Zonen, wo es zur Hydrolyse von Zellen und organischen Feststoffen und demzufolge zur Bildung von Zwischenprodukten, wie z.B. organischen Säuren, kommen kann. Die neu produzierten C-Verbindungen sind Nahrung für die heterotrophen Bakterien, wobei deren Umsatz mit einem weiteren Sauerstoff-Verbrauch verbunden ist. Dadurch wird die Entwicklung der Nitrifikanten unterdrückt [KRO-94].

In [LIU-94] wird im Fall von einem System, in dem nur Nitrifikation und kein C-Abbau stattfinden sollen, eine optimale Biofilmdicke von 20-30 μm empfohlen.

Die Bildung von etwas dickeren Biofilmen, in denen ein Konzentrationsgradient bezüglich des Sauerstoffs entsteht, kann auch von Vorteil sein. In einem Biofilm mit aeroben und anoxischen Zonen, wo kein Sauerstoff in gelöster Form vorliegt, ist ein simultaner Ablauf von Nitrifikation und Denitrifikation möglich [KRO-94, PAP-95b].

2.2.6 Einfluss der Strömungsverhältnisse auf die Biofilmstruktur und -funktion

Stoodly et al. untersuchen den Einfluss des Strömungstyps (laminar oder turbulent) auf die Morphologie des Biofilms. Die Aufwuchsfläche (aus Glas) wird im Reaktor schneller bei

Vorhandsein einer laminaren Strömung besiedelt, wobei im Gleichgewichtszustand eine im Vergleich zu der im Reaktor mit hoher Turbulenz dünnere Biofilmschicht entsteht. Eine hohe Strömungsgeschwindigkeit sorgt für eine verstärkte Stoffübertragung und höhere Scherkräfte im Biofilmsystem. Dies hat eine Steigerung der Bakterienwachstumsrate und gleichzeitig der Biomasseentfernung zur Folge [STO-99].

Nach Piciooreanu et al. entstehen spröde Oberflächen und hochporöse Biofilme bei einem langsamen Stoffaustausch, der Folge der langsamen Substratströmung oder der niedrigen Diffusion innerhalb des Biofilms ist. Eine kompakte Biofilmstruktur kommt unter nicht substratlimitierten Bedingungen zu Stande [PIC-99].

Beyenal et al. untersuchten den externen (von der flüssigen Phase zum Biofilm) und den internen (innerhalb des Biofilms) Stoffübergang bei unterschiedlichen Strömungsgeschwindigkeiten. Biofilme, die sich unter variierenden Strömungsbedingungen entwickelt haben, besitzen eine unterschiedlich aufgebaute innere Struktur. Sie wird so eingerichtet, dass unter verschärften Strömungsverhältnissen der Biofilm widerstehen kann und eine höhere Versorgungsgeschwindigkeit mit Nährstoffen in Tiefe des Biofilms erreicht wird [BEY-02].

2.2.7 Einfluss der Substratbelastung auf die Biofilmstruktur

Nach Wijeyekoon et al. hängt die Biofilmstruktur und -funktion von den Belastungsbedingungen stark ab. Mit steigender TOC-Belastung nimmt die Wachstumsrate der heterotrophen Mikroorganismen zu, wobei sich unter diesen Bedingungen dichte Biofilme mit geringerer Porosität ausbilden. Eine hohe Kompaktheit des Biofilms ist für den Stofftransport nachteilig und hat geringere spezifische Abbauraten zur Folge. Die Autoren berichteten, dass die Variabilität der ammoniumoxidierenden Bakterien mit dem Belastungsgrad zusammenhängt. Weiterhin erwies sich die Konkurrenz zwischen Nitrifikanten und heterotrophen Bakterien im Biofilm als limitierend für eine stabile Nitrifikation [WIJ-04].

Bei einer dauerhaften Zufuhr von organisch belasteten Abwässern in ein nitrifizierendes Biofilmsystem, kommt es zur Entstehung einer Schicht aus heterotrophen Bakterien auf dem Nitrifikanten-Biofilm. Dies führt zum Rückgang der Nitrifikationsrate und zur negativen Änderung der Biofilmmorphologie [LEE-04].

2.2.8 Einfluss der Sauerstoffkonzentration auf die Abbauleistung in Biofilmen

Kroiss stellte fest, dass der Sauerstoff-Gehalt eine besondere Bedeutung im aeroben Biofilmreaktor hat, da bei einer Erhöhung von z.B. 2 auf 7 mg/l eine lineare Steigerung der Umsatzraten erfolgte. Die Eindringtiefe des Sauerstoffs im Biofilm hängt auch mit dem Bedarf der aeroben Bakterien zusammen. Je höher dieser ist, umso begrenzter ist der

Sauerstoff-Zugang zu tieferen Biofilmschichten. Deshalb soll mit zunehmender Belastung auch die Luftzufuhr im Reaktor entsprechend erhöht werden [KRO-94].

Nach Oldenburg et al. ist die Sauerstoff-Diffusion im Biofilm der geschwindigkeitsbestimmende Schritt bei der Nitrifikation im getauchten Festbett-Reaktor. Die intensivere Luftzufuhr im Reaktor führt zu einer besseren Sauerstoff-Versorgung des Biofilms bzw. zu einer Erhöhung der Nitrifikationsrate. Die Autoren berichten über eine lineare Zunahme der Nitrifikationsgeschwindigkeit mit steigender (bis zu 15 mg/l) Sauerstoff-Konzentration. Trotzdem wird bei einem kleinen Reaktorvolumen keine ständige Betriebsweise bei intensiver Luftzufuhr empfohlen, da diese höhere spezifische Kosten zur Folge hat [OLD-96].

Nach Maurer et al. findet im Wirbelbett-Reaktor bei Sauerstoff-Konzentrationen von < 2 mg/l keine nennenswerte Nitrifikation statt. Bei einer Erhöhung des Sauerstoff-Gehaltes von 4 auf 8 mg/l erfolgt eine Zunahme der Nitrifikationsgeschwindigkeit um 73 % [MAU-03].

2.2.9 Biofilme in getauchten Festbett-Reaktoren

Charakteristisch für getauchte Festbett-Anlagen zur kommunalen Abwasserreinigung ist die intensive Bildung von großen Kolonien von festsitzenden Organismen der *Peritricha*-Ordnung (Klasse *Ciliata*, Unterreich *Protozoa*). Diese ist durch die starke Turbulenz und die konstante Sauerstoff- und Bakterienanwesenheit bedingt. Typische *Peritricha*-Vertreter in den Biofilmen sind z.B. *Carchesium*, *Zoothamnium*, *Epistylis*, *Opercularia* und *Vorticella*. Mit dem Skelett in ihrem Stängel übernehmen diese Organismen oft eine Stabilisierungsrolle im Biofilm. Die Biofilmoberfläche ist Habitat auch für weitere Organismen, z.B. abgrasende Protozoen, Rädertierchen (Klasse *Rotifera*, Unterreich *Metazoa*) und Würmer (z.B. Fadenwürmer: *Nematoda* und Gürtelwürmer: *Tubifex*). Da die oben genannten Organismen den Bakterienbewuchs teilweise reduzieren und eine Auflockerung des Biofilms verursachen, wird in der Regel ihre Anwesenheit als positiv betrachtet [SCHu-99].

Submerse Biofilme zeigen im Vergleich zur Belebtschlamm-Biozönose, aber auch zu der Biozönose anderer Biofilmverfahren (z.B. Tropfkörper oder Rotationskörper) wesentliche Unterschiede. Diese sind sowohl durch die konstante Abwesenheit von Wasser und Sauerstoff als auch durch die verschiedenen Strömungsverhältnissen bedingt. Bei ständig getauchten Biofilmen entsteht durch das vorbeiströmende Abwasser/Luft-Gemisch ein an die Turbulenz angepasster „Pelzbewuchs“. Typisch für einen submersen Biofilm ist die gleichmäßige Verteilung des Biofilms über die gesamte Aufwuchsfläche, die Entwicklung von Aufwuchsformen für ständig getauchte Biofilme und Abwesenheit von Organismen, die einen

direkten Luftzutritt benötigen (z.B. die Tropfkörperfliegen), da diese unter Wasser kaum Möglichkeit haben, ihre Eier abzulegen [ATV-96, SCHu-99].

Die Struktur des Biofilms im getauchten Festbett-Reaktor hängt von der Belastung, der Abbaubarkeit der Substrate, dem Aufwuchsmaterial und der angesiedelten Biozönose ab. Die Biofilme werden mit zunehmender Turbulenz dichter, dünner und glatter. Wenn die Turbulenz sinkt, kommt es zur Entstehung dickerer, aufgelockerter und instabiler Biofilme. Weiterhin wird zwischen rückgespülten und nicht rückgespülten Biofilmen unterschieden. Die ersten bestehen hauptsächlich aus Bakterien, während in den zweiten ein Gleichgewicht zwischen Bakterien und höheren Organismen (Protozoen und Metazoen) existiert [ATV-96].

Schulz-Memmingmann unterscheidet zwischen niedrig und hoch belasteten Biofilmen im getauchten Festbett-Reaktor. Die niedrig belasteten Biofilme haben eine Dichte von 70-150 kg/m³, während diese der hoch belasteten 350 kg/m³ erreichen kann [SCHu-99].

2.3 Getauchte Festbett-Reaktoren zur Abwasserreinigung

2.3.1 Gliederung der Biofilmverfahren

Die getauchten Festbett-Reaktoren werden innerhalb der Biofilmverfahren klassifiziert und gehören zusammen mit den Tropfkörpern und den Biofiltern zu der großen Gruppe der Festbett-Reaktoren. In dem Bild 2 sind die mit dem Oberbegriff „Biofilmverfahren“ untergeordneten Verfahren gegliedert [ATV-03a]. In Anlehnung an die DIN EN 1085 [DIN-97] werden die Biofilmverfahren als Verfahren mit Trägermaterial, auf dem ein Biofilm besiedelt ist, bezeichnet. Behälter mit eingebautem Trägermaterial, auf denen Mikroorganismen angesiedelt sind, welche biochemische Abbauvorgänge bewirken, werden Festbett-Reaktoren genannt [DIN-99]. Die getauchten Festbett-Reaktoren sind Biofilmreaktoren mit in Abwasser getauchtem, fest fixiertem Trägermaterial, überwiegend kombiniert mit Belüftung [ATV-03a].

2.3.2 Verfahrensbeschreibung

2.3.2.1 Vorbehandlung

Durch eine ausreichende Feststoffabtrennung soll ein möglichst geringer Gehalt an abfiltrierbaren Substanzen im zum getauchten Festbett-Reaktor zugeleiteten Abwasser gewährleistet werden. Die Vorbehandlung ist z.B. durch Feinrechen, Feinsiebe, Sandfang (nicht erforderlich bei kleinen Kläranlagen) oder Flockung/Sedimentation zu realisieren. Wird eine Abtrennung der suspendierten Stoffe nicht erfolgreich ausgeführt, ist mit einem Rückgang insbesondere der Nitrifikationsgeschwindigkeit zu rechnen [ATV-96, ATV-03a/b].

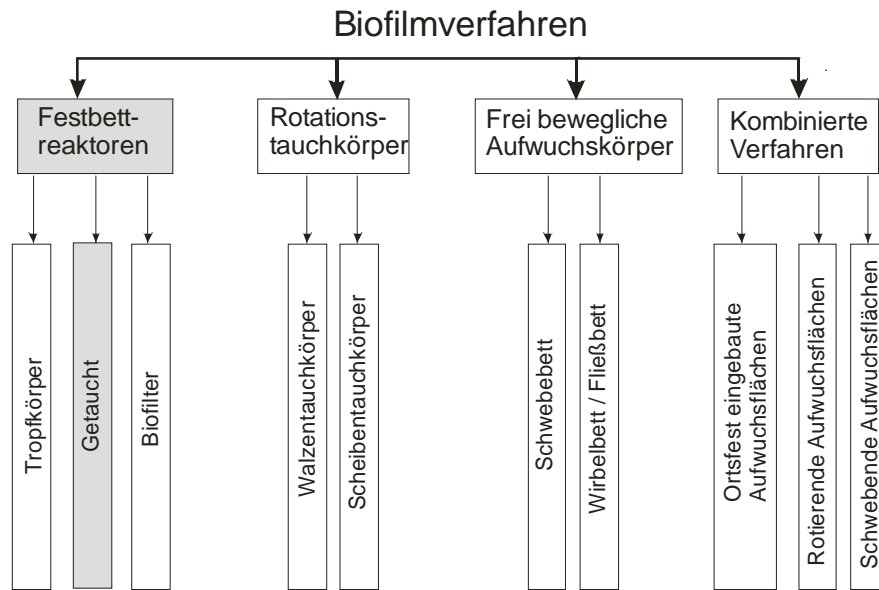


Bild 2. Gliederung der Biofilmverfahren [ATV-03a].

2.3.2.2 Gestaltung des getauchten Festbett-Reaktors

Getauchte Festbett-Anlagen bestehen aus einem oder mehreren Reaktoren, in denen submerse Aufwuchskörper fest installiert sind. Weitere Bestandteile des Reaktors sind die Haltevorrichtungen für das Trägermaterial, das Belüftungssystem und eventuell ein Rührwerk [ATV-03b].

Im Arbeitsbericht der ATV-DVWK-Arbeitsgruppe „Tropf- und Tauchkörper“ von 2002 wird eine Kaskadenbauweise der getauchten Festbett-Reaktoren empfohlen. Eine Kaskade kann eine insgesamt bessere Reinigungsleistung ermöglichen, besonders wenn eine Nitrifikation stattfinden soll. In diesem Fall ist eine mindestens dreistufige Kaskade oder eine entsprechende Gestaltung als Becken mit Pfropfenströmung erforderlich. Weiterhin ist eine Kaskadenkonstruktion bei der Reinigung von biologisch schwer abbaubaren Substanzen von Vorteil, da sich in den einzelnen Reaktoren unterschiedlich spezialisierte Biozönosen entwickeln können [ATV-02].

Von primärer Bedeutung ist, dass Festbett und Belüftung so angeordnet sind, dass eine Walzenströmung (Zirkulation) entsteht. Um dies zu erreichen, müssen oberhalb und unterhalb des Festbettes zusätzliche Freiräume geschaffen werden. Der Füllgrad innerhalb des Reaktors liegt im Allgemeinen für große Reaktoren zwischen 60 und 80% [ATV-03b]. Kleine Anlagen (< 30m³) werden meistens vollflächig mit Aufwuchsmaterial ausgelegt. In diesem Fall ist mit einem höheren Energiebedarf zu rechnen [ATV-02].

Der im getauchten Festbett-Reaktor gebildete Schlamm wird kontinuierlich abgeführt. Falls das nicht optimal gestaltet ist, besteht die Gefahr von Zuwachs der Aufwuchskörper und Verstopfung. Eine Rückführung des Schlammes ist hier nicht erforderlich. Sollen hohe

Gehalte an suspendierten Stoffen entstehen und ist eine nachgeschaltete Nitrifikationsstufe vorgesehen, empfiehlt die DWA den Aufbau einer Zwischenklärung [ATV-03a/b].

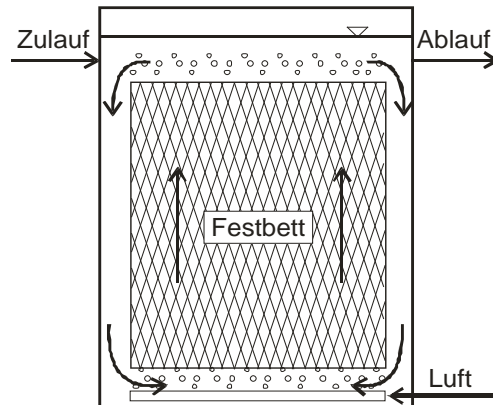


Bild 3. Schema des getauchten Festbett-Reaktors.

2.3.2.3 Aufwuchskörper

Das Aufwuchsmaterial ist so auszuwählen, dass das Abwasser und die hindurchströmende Luft überall einen freien Zugang zum Biofilm finden. Weiterhin soll der Überschussschlamm mit dem Abwasser ungehindert vom Reaktor abgeführt werden. Um eine effektive Verteilung von Wasser und Luft innerhalb des Festbettes zu erreichen, soll deren Durchgängigkeit nicht nur in vertikaler, sondern möglichst auch in horizontaler Richtung angestrebt werden [ATV-02, ATV-03a].

In zahlreichen experimentellen Arbeiten wird die Anwendbarkeit von unterschiedlichen Materialien für die Immobilisierung von Mikroorganismen in der Abwasserreinigung untersucht. In Tabelle der 2 sind die in der Literatur am häufigsten genannten Materialien angegeben.

Tabelle 2. Trägermaterialien in Biofilmanlagen

Material	Name	Quelle
natürlich	Akadolit	[SCH-93]
	Aktivkohle	[DAN-94, ATV-03b]
	Antrazit	[OPA-93, DAN-94, ATV-03b]
	Basalt	[DAN-94, ATV-03b]
	Blähton	[DAN-94]
	Braunkohle	[DAN-94]
	Calciumcarbonat	[RAM-93, WEI-93]
	Glas	[STO-99, JAN-02a]
	Keramik	[RAM-93, WEI-93]
	Sand	[DAN-94, ATV-03b]
	Stein	[TSC-03]
	Biopolymer-Gemisch	[JAN-02b, JAN-03]

(Fortsetzung der Tabelle auf Seite 26)

Tabelle 2. Trägermaterialien in Biofilmanlagen (*Fortsetzung der Tabelle von Seite 25*)

Material	Name	Quelle
künstlich	Polyamid (PA)	[DAN-94]
	Polyester	[UY-01]
	Polyethylen (PE)	[LES-91, SCHu-93, ATV-03b]
	Polyethylenglykol (PEG)	[CHU-96]
	Polypropylen (PP)	[RAM-93, WEI-93]
	Polystyrol (PS)	[RAM-93, WEI-93, ATV-03b]
	Polyurethan (PU)	[DAN-94]
	Polyvinylchlorid (PVC)	[SCHu-93, ATV-03b]
	Polyvinylidenchlorid (PVDC)	[LES-91]

Nur ein geringer Teil von den in der Tabelle 2 aufgeführten Materialien kann für den Aufbau getauchter Festbetten verwendet werden. In [ATV-03b] wurde der Einsatz von geformten Kunststoffelementen aus PE und alternativ aus PVC empfohlen. Das Festbettmaterial soll UV-stabilisiert sein, sodass bei einer Beckenentleerung auch bei höheren Temperaturen keine Deformation der Körper auftritt [ATV-03b]. Nach Schulz-Menningmann ist PE geeigneter für Träger in Biofilmreaktoren als PVC [SCHu-93].

Die Festbett-Aufwuchskörper unterscheiden sich sowohl in ihren Materialeigenschaften als auch in ihrer Struktur. Die Träger werden meistens in Blockform mit den Abmessungen 50 x 50 x 50 (60) cm³ angeboten. Die einzelnen Packungen sollen so hergestellt werden, dass sie aufeinander gestapelt sein können, wobei durchgängige Kanäle entstehen. Als Alternative zu dieser Trägerkonstruktion können auch Plattenelemente eingesetzt werden [ATV-96, ATV-03b]. Das Festbett-Material kann auch in Form von Gittern, Folien, Röhren, Schüttgut [ATV-96], Gewebe aus Fasern [FAN-93, DAN-94] und Schaumstoffträgern [DAN-94] vorkommen. In zahlreichen Fällen kommt es, besonders in der Anfahrphase, zu unberechenbaren Störungen im Reinigungsprozess bzw. zu ungewöhnlich langen Anfahrzeiten. Dies ist teilweise durch die Eigenschaften bzw. die Struktur des Polymers (Oberfläche, Farbe, chemische Zusammensetzung u. a.) zu erklären [SCHu-93].

Die Oberfläche des Aufwuchskörpers kann glatt oder rau sein. Es ist zu vermuten, dass komplexe Biofilme sich besser auf einer rauen Oberfläche anhaften. Weiterhin wird aber festgestellt, dass glatte Füllmaterialien eine bessere Entfernung von überschüssigem Schlamm gestatten [SCH-93, ATV-96, SCHu-99].

2.3.2.4 Belüftungssystem

In den getauchten Festbett-Reaktoren übernimmt das Belüftungssystem zwei wichtige Aufgaben. Zum einen soll dies die notwendige Sauerstoff-Versorgung für die aeroben Vorgänge innerhalb des Reaktors gewährleisten. Zum anderen sorgt die Begasung für die

Durchmischung des Mediums (Substrat, O₂, Biomasse) und für die Abspülung vom Überschussschlamm bzw. für die Regelung der Biofilmdicke [ATV-02]. Für einen optimalen Sauerstoff-Ertrag und eine ausreichende Spülwirkung soll die Belüftung flächig unterhalb des Festbettes angeordnet sein. Die Anwendung von Rohrbelüftern hat sich für die getauchten Festbetten bewährt [BEV-02]. Weitere technische Lösungen bieten Düsenböden [ATV-96] und Membranen [COL-04].

Der Sauerstoff-Verbrauch der Bakterien bei der Abwasserreinigung ergibt sich aus dem aeroben Abbau der C-Verbindungen und der Oxidation der N-Verbindungen [ATV-91]. Die Ermittlung der notwendigen Sauerstoff-Zufuhr kann gemäß dem ATV-DVWK-A 131 unter Berücksichtigung der im Arbeitsbericht „Neue Erkenntnisse über Anlagen mit getauchtem Festbett“ erarbeiteten Ansätze erfolgen [ATV-02]. Die notwendige O₂-Konzentration im getauchten Festbett-Reaktor ist höher als beim Belebungsverfahren zu wählen, da in diesem eine Diffusion innerhalb des Biofilms stattfinden soll. In dem Arbeitsbericht [ATV-96] empfahl die DWA einen O₂-Gehalt im Reaktor von 4 mg/l. In einem späteren Bericht [ATV-02] wurde die erforderliche Sauerstoff-Konzentration auf 3 mg/l reduziert. Weiterhin wurde empfohlen, dass in gewissen Abständen (je nach Bedarf einmal täglich bis einmal wöchentlich) das Festbett mit höherem Luftvolumenstrom zu beaufschlagen ist. Dadurch werden der Zuwachs und die Verstopfung des Festbett-Reaktors verhindert [ATV-02, ATV-03b]. Falls die Belüftung nicht optimal konzipiert wurde, kommt es oftmals zum Zuwachs der Festbettelemente und zur Abnahme der Nitrifikationsleistung der Biozönose [SCH1-02].

2.3.3 Bemessungsgrundlagen

Auf Grund der schwer bestimmbarer Konzentration an Biomasse werden die getauchten Festbett-Reaktoren nach einer vorgegebenen flächenbezogenen Belastung (B_A , g/m²·d) ausgelegt und gebaut [ATV-03b]. Die Reaktorfläche wird als die theoretische geometrische Fläche der Aufwuchskörper bezeichnet [ATV-03b]. Die DWA empfiehlt die Bestimmung von zwei theoretischen Flächen, zum C-Abbau und zur Nitrifikation. Die erforderliche theoretische Fläche A_{Fb} ist auf Grund der ausgewählten Flächenbelastung und der angegebenen täglichen Fracht zu ermitteln [ATV-02].

- Berechnung der für den C-Abbau notwendigen Fläche nach [ATV-02]

$$A_{Fb}(BSB_5) = \frac{B_d(BSB_5)}{B_A(BSB_5)} \quad (11)$$

$A_{Fb}(BSB_5)$:	Fläche des Festbettes für den C-Abbau	m ²
$B_d(BSB_5)$:	tägliche BSB ₅ -Fracht	g/d
$B_A(BSB_5)$:	BSB ₅ -Flächenbelastung	g/m ² ·d

- Berechnung der für die Nitrifikation notwendigen Oberfläche nach [ATV-02]

$$A_{Fb}(TKN) = \frac{B_d(TKN)}{B_A(TKN)} \quad (12)$$

$A_{Fb}(TKN)$:	Fläche des Festbettes für den TKN-Abbau	m^2
$B_d(TKN)$:	tägliche TKN-Fracht	g/d
$B_A(TKN)$:	TKN-Flächenbelastung	$g/m^2 \cdot d$

In [ATV-02] werden die folgenden Flächenbelastungen empfohlen:

- Abwasserreinigung ohne Nitrifikation (mindestens zweistufige Kaskade):

$$B_A(BSB_5) \leq 12 \text{ g/m}^2 \cdot d$$

- Abwasserreinigung mit Nitrifikation (mindestens dreistufige Kaskade):

$$B_A(BSB_5) \leq 12 \text{ g/m}^2 \cdot d \text{ und } B_A(TKN_5) \leq 1,75 \text{ g/m}^2 \cdot d$$

Eine hohe simultane N-Elimination kann auch ohne separate Denitrifikationsstufe erreicht werden. Da diese Vorgänge nicht definiert ablaufen, kann keine genaue Aussage bezüglich des N-Eliminationsgrades gemacht werden. Allerdings wird bei nitrifizierenden Anlagen eine Elimination von 40-50 % vom zugeführten Stickstoff festgestellt [SCHu-98a, ATV-02].

In einem weiteren Arbeitsbericht der DWA-Arbeitsgruppe „Biofilmverfahren“ von 2003 werden je nach angestrebtem Reinigungsziel und Abbaubarkeit der Abwasserinhaltsstoffe Flächenbelastungen von $B_A(CSB) = 12-50 \text{ g/m}^2 \cdot d$ für den C-Abbau und $B_A(TKN) = 1,0-2,5 \text{ g/m}^2 \cdot d$ für die Nitrifikation angegeben [ATV-03b].

Neben dem Reaktoraufbau und der flächenbezogenen Belastung ist bei der Auslegung der getauchten Festbett-Reaktoren die spezifische Fläche des Materials zu berücksichtigen. Da mit steigender organischer Belastung die Verstopfungsgefahr zunimmt, sollen entsprechend des Belastungsgrades in jeder Kaskadenstufe ggf. Aufwuchskörper mit unterschiedlicher spezifischer Fläche verwendet werden (s. Tabelle 3).

Tabelle 3. Auswahl der spezifischen Fläche entsprechend des Belastungsgrades nach [PAP-95a]

BSB ₅ -Flächenbelastung, $g/m^2 \cdot d$	1,5-3	4-12	> 22
spezifische Festbettfläche, m^2/m^3	200	150	100

In späteren Arbeiten beträgt die bei niedrigeren Belastungen empfohlene Fläche $250 \text{ m}^2/m^3$ [SCHI-99, ATV-02, ATV-03a/b].

In der Tabelle 4 sind die von der DWA empfohlenen organischen Belastungen für unterschiedliche Biofilmverfahren zusammengestellt. Vergleicht man die Raumbelastungen, so ergibt sich, dass $B_R(BSB_5)$ für die getauchten Festbett-Reaktoren ($1,8 \text{ kg/m}^3 \cdot d$) ähnlich mit diesen für die Scheibentauchkörper ($1,6 \text{ kg/m}^3 \cdot d$) und deutlich niedriger als diese für die

Wirbelbett-Reaktoren ($14 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$) sind. Am geringsten ist die BSB_5 -Raumbelastung empfohlen für Tropfkörper-Anlagen ($0,4 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$).

Tabelle 4. DWA-Auslegungsdaten für die Belastung an organisch gebundenem Kohlenstoff in Abhängigkeit von dem Reaktortyp [ATV-02, ATV-03b]

Reaktortyp	organische Belastung	spezifische Fläche m^2/m^3
getauchtes Festbett	$B_A(\text{BSB}_5) \leq 12 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ bzw. $B_R(\text{BSB}_5) \leq 1,8 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$	150
Tropfkörper	$B_R(\text{BSB}_5) \leq 0,4 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$	mind. 100
Biofilter	$B_R(\text{BSB}_5) \leq 7 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$	bis 1000
Scheibentauchkörper (zweistufige Kaskade)	$B_A(\text{BSB}_5) \leq 8 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ bzw. $B_R(\text{BSB}_5) \leq 1,6 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$	max. 200
Wirbelbett	$B_R(\text{CSB}) \leq 14 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$	bis 3000

Die Angaben beziehen sich auf Bemessungswerte für Anlagen zur Reinigung von Kommunalabwässern.

2.3.4 Vor- und Nachteile des Verfahrens

Als Vorteile des getauchten Festbett-Verfahrens werden in den ATV-Arbeitsberichten [ATV-96, ATV-03a] und in [SCHI-99, SCHI-02, SCHI-03] aufgeführt:

- Da sich in den getauchten Festbett-Reaktoren eine überwiegend sessile Biozönose entwickelt, ist die Ansiedlung spezifischer Bakterien mit längerer Generationszeit möglich. Demzufolge ist das Verfahren für den Abbau von biologisch schwer abbaubaren Substanzen gut geeignet.
- Es besteht die Möglichkeit für eine räumliche Trennung (innerhalb des Biofilms und entlang der Kaskade) bzw. Spezialisierung der Biozönose.
- Im Gegensatz zum Verfahren mit suspendierter Biomasse ist bei diesen Reaktoren eine Adaptation der Biomasse und eine schnelle Erholung nach toxischen Stößen möglich.
- Eine relativ hohe simultane N-Elimination kann unter aeroben Bedingungen stattfinden.
- Die Temperaturempfindlichkeit ist niedriger als in den Belebungsanlagen.
- Durch die hohe spezifische Fläche des Aufwuchsmaterials wird in der Regel ein kleineres Reaktorvolumen im Vergleich zum Belebungsbecken benötigt.
- Die Nachklärung ist im Vergleich zum Belebungsverfahren hydraulisch intensiver belastbar, da das Schlammabsetzverhalten gut ist und keine Schlammrückführung erforderlich ist.
- In der Regel ist der Schlammanfall geringer als bei Anlagen mit Belebungsbecken.
- Die getauchten Festbett-Reaktoren sind relativ einfach und mit geringem Personalaufwand zu betreiben. Sie weisen eine hohe Prozessstabilität auf.
- Die getauchten Festbett-Reaktoren können in einem sehr breiten Belastungsbereich gefahren werden. Infolge der relativ langen Verweilzeiten im Reaktor sind diese auch für stark schwankende Belastungen gut geeignet.

- Nach längerem Stillzustand kann die Anlage nach kurzer Zeit ihre volle Leistung bringen.

Als Nachteile des getauchten Festbett-Verfahrens werden in den ATV-Arbeitsberichten [ATV-96, ATV-03a] und in [SCHI-02] erwähnt:

- Große Verstopfungsgefahr bei einem nicht optimal gestalteten Belüftungssystem.
- Notwendigkeit einer regelmäßigen intensiveren Beaufschlagung mit Luft, um eine Verstopfung zu vermeiden bzw. die Biofilmdicke zu regulieren.
- Hohe Empfindlichkeit gegenüber suspendierten Stoffen. Diese wirkt sich sowohl auf die Reinigungsleistung, insbesondere der Nitrifikation aus, als auch auf die Betriebssicherheit (hohe Verstopfungsgefahr).
- Der Substratabbau ist durch die Diffusionsprozesse innerhalb des Biofilms limitiert.
- Die N-Elimination ist bei getauchten Festbett-Anlagen schwer zu definieren.
- Hoher Energieaufwand durch die Belüftung am Reaktorboden.

Umstritten ist die Kostenfrage bei den getauchten Festbett-Reaktoren. Einerseits wird behauptet, dass die Kosten je m³ Reaktorvolumen beim Biofilmverfahren größer als die beim Belebtschlamm-Verfahren sind [KRO-94, SCHI-95, ATV-03a]. Andererseits werden auch Beispiele aufgeführt, welche die Vorteile des getauchten Festbett-Reaktors sowohl bei den Investitions- als auch bei den Betriebskosten zeigen [SCHI-99]. Ob es sinnvoll ist, eine getauchte Festbett-Anlage anzuwenden, sollte in jedem einzelnen Fall unter Berücksichtigung der spezifischen Umstände entschieden werden [SCHI-95].

2.3.5 Einsatzmöglichkeiten der getauchten Festbett-Reaktoren

Nach den ATV-Arbeitsberichten [ATV-96, ATV-03a] und nach [SCHI-99, SCHI-02] sind typische Einsatzbereiche der getauchten Festbett-Reaktoren:

- Vorgeschaltete Stufe, z.B. bei der Vorbehandlung industrieller Abwässer,
- vollbiologische Behandlung (mit und ohne N-Elimination),
- Nitrifikationsstufe innerhalb eines mehrstufigen Verfahrens, z.B. bei Teichanlagen,
- nachgeschaltete Stufe, z.B. für Restnitrifikation,
- bevorzugtes Verfahren für Kläranlagen, die saisonalen Schwankungen unterliegen, z.B. in touristisch stark frequentierten Regionen.

Das Verfahren findet Anwendung als kleine Kläranlagen (meistens bis 10000 EW) oder als Anlagen mit speziellen Aufgaben, z.B. als Vorbehandlung industrieller Abwässer. Da diese Verfahren nur gering von schwankenden Substratkonzentrationen abhängig sind und gleichzeitig ein geringer Bedarf an Steuerungs- und Regelungstechnik vorliegt, sind diese

besonders für die dezentrale Abwasserreinigung geeignet [ATV-96, SCHI-99, ATV-02]. Schulz-Memmingmann bezeichnet die getauchten Festbett-Reaktoren als sehr gut anwendbar bei der dezentralen Behandlung von kommunalen Abwässern für 4 bis 8000 EW [SCHI-99].

In den achtziger Jahren untersuchten Takasaki et al. die Behandlung von verschmutztem Seerohwasser mit getauchten Festbett-Reaktoren [TAK-90]. Die fünfjährigen Versuche im Pilotmaßstab zeigten, dass mit diesem Biofilmverfahren unter anderem ein weitgehender Abbau von organischen Verbindungen, Ammonium, Phytoplankton und Geruch stattfindet.

Nach Sekoulov sind die getauchten Festbett-Reaktoren gut geeignet für die Endbehandlung von industriellen Abwässern, z.B. als zweite Stufe der biologischen Reinigung [SEK-91].

Lessel et al. berichteten über den Einsatz von getauchten Festbetten in einer Belebungsanlage mit dem Ziel, eine weitgehende Nitrifikation zu erreichen [LES-91]. Die Ergebnisse der Versuche im halb- und großtechnischen Maßstab zeigten, dass infolge des Festbettaufbaus eine stabile Nitrifikation erreicht und eingehalten werden konnte.

Albrecht et al. untersuchten die Effektivität der Reinigung von industriellen Abwässern mit dem getauchtem Festbett-Verfahren im pilot- und großtechnischen Maßstab. Sie berichteten über einen stabilen störungsfreien Betrieb, wobei hydraulische und organische Stoßbelastungen vom Festbett-System toleriert wurden [ALB-92].

Fang et al. testeten die Effektivität der Behandlung von Abwässern mit einer CSB-Zulaufkonzentration von etwa 960 mg/l und eine NH_4^+ -N-Konzentration von 94 mg/l. Der C-Abbau und die Nitrifikation betrugen 95 % bzw. 85 %. Eine weitgehende Denitrifikation fand im getauchten Festbett-Reaktor mit einer intermittierenden Belüftung statt [FAN-93].

Das getauchte Festbett-Verfahren findet auch bei der Behandlung von schwermetallhaltigen Abwässern Anwendung. Chirwa et al. benutzten ein getauchtes Festbett mit Kulturen von *Bacillus sp.* und *Pseudomonas fluoerescens* zur Chrom-Beseitigung [CHR-95].

Kusterer et al. untersuchten die Reinigung von Deponiesickerwasser mit einer Anlage, in der unter anderem getauchtes Festbett benutzt wurde. Das System war in der Lage, einen BSB_5 -Abbau von 95% und eine CSB-Eliminierung von über 75% zu gewährleisten [KUS-96].

Park et al. entwickelten einen getauchten belüfteten Festbett-Reaktor zur Reinigung von organisch hoch belasteten Abwässern der petrochemischen Industrie. Im Reaktor konnte eine CSB-Abbauleistung von bis zu 97% realisiert werden [PAR-96].

Schulz-Memmingmann et al. berichteten über den Einsatz von getauchten Festbett-Reaktoren bei der Reinigung von Abwässern mit hohem Gehalt an biologisch leicht abbaubaren

organischen Säuren. In einem niedrigeren Belastungsbereich betrug der C-Abbau mehr als 90 %. Arbeitete man im höheren Belastungsbereich ($B_R(\text{CSB}) = 8,3 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$), wurde eine Elimination von 70 % erreicht [SCHu-98]. Schulz-Mennigmann und Hackeschmidt zeigten, dass das getauchte Festbett-Verfahren sehr gut für die gemeinsame Reinigung von Milchammerabwässern und häuslichen Abwässern geeignet ist. Dabei wurden die gesetzlichen Einleitwerte eingehalten sogar unterschritten [SCH-02a].

Deponiesickerwasser, das NH_4^+ -N-Konzentration von 950 mg/l enthielt und ein CSB/BSB₅-Verhältnis von 5 hatte, wurde im getauchten Festbett-Reaktor effektiver als mit suspendierter Biomasse gereinigt [UY-01].

In [SCHI-95, SCHI-00, SCHI-02, SCHI-03, ATV-03a/b] wurden Beispiele für den erfolgreichen Einsatz von getauchten Festbett-Reaktoren zur Vorbehandlung industrieller Abwässer von Teppichfärbereien, Nahrungsmittel- und Getränkeindustrie, pharmazeutischer und chemischer Industrie, Brauereien, Schlachthöfen und Teerverwertung aufgezeigt.

Andreottola et al. überprüften die Einsatzmöglichkeiten von Schwebebett- und getauchtem Festbett-Reaktor bei der Behandlung von Abwässern einer Berghütte mit starken Belastungsschwankungen im Tagesverlauf. Das Festbett zeigte sich als vorteilhaft, da das gereinigte Wasser im Vergleich zum Schwebebett einen geringeren Gehalt an suspendierten Stoffen enthielt und weniger empfindlich auf eine niedrige Temperatur reagierte [AND-03].

Hörsch untersuchte den Einsatz von getauchten Festbett-Reaktoren als nachgeschaltete Stufe für die Reinigung eines biologisch schwer abbaubaren Abwassers, das im Vorfeld mit einem ozonbasierten Oxidationsverfahren behandelt wurde. Eine DOC-Elimination von über 80 % und eine weitgehende Nitrifikation fanden unter diesen Bedingungen statt [HÖR-04].

2.4 Einfluss der Temperatur auf die Abwasserreinigungsleistung

2.4.1 Abwassertemperatur in Deutschland und in anderen Ländern

In Deutschland weist das häusliche Abwasser im Jahresmittel eine Temperatur von ca. 15 °C auf. In der Regel werden im Winter 10 °C nicht unterschritten und im Sommer 20 °C nicht überschritten. Findet im Kanalnetz zu dem häuslichen Abwasser ein intensiver Zufluss von Fremdwasser (z.B. im Ruhreinzugsgebiet 20-40 % Fremdwasseranteil) statt, kommt es zu deutlich niedrigeren Abwassertemperaturen [KOP-99]. Weiterhin kann die Abwassertemperatur aufgrund von erheblichen Niederschlagsmengen oder eines intensiven Zuflusses von Schneeschmelzwasser verringert werden.

Nach Angaben von Rudolph kann die Abwassertemperatur in dünn besiedelten Regionen in Russland wesentlich niedriger als die üblichen Temperaturen in großen Städten von 15 °C

sein. Es wird sogar über Gebiete berichtet, bei denen die Abwassersammlung häufig von Frost gefährdet ist und von daher nicht wirtschaftlich erscheint [RUD-05a].

Allgemein gelten in USA die folgenden Angaben für die Abwassertemperatur: jährlicher Mittelwert von 15,6 °C, Minimum von 3 °C, Maximum von 27 °C [TSC-03].

Niedrige Temperaturen des kommunalen Abwassers sind für Gebirgsregionen typisch. Zum Beispiel hat das Abwasser einer Kläranlage in den kalifornischen Gebirgen Sierra Nevada (USA) ein Jahresmittelwert von 8 °C, wobei dieser noch bis zu 1 °C sinken kann [ORT-05a].

Nach Børnd et al. und Rusten et al. ist während des Winters in Zentral- und Nordeuropa teilweise mit Abwassertemperaturen von 4-7 °C zu rechnen [BØR-94, RUS-00].

Dagegen können in anderen Ländern deutlich höhere Abwassertemperaturen als in Deutschland, wie z.B. in Brasilien bis 28 °C [MEN-05], in Südafrika bis 30 °C [RUD-05b] und in Thailand bis 30-33 °C [ORT-05b], auftreten. Nach Tschobanoglous et al. kann das Abwasser eine Temperatur von 30 bis 35 °C in Ländern, wie z.B. in Afrika und im Nahen Osten haben [TSC-03]. Hohe Temperaturen können auch als Folge industrieller Produktionsprozesse, wie z.B. im Abwasser der pharmazeutischen Industrie (bis zu 70 °C) und von der Papier- und Zellstoffindustrie (20-35 °C), vorkommen [LAP-00, LAP-01, MOR-02].

2.4.2 Klassifizierung der Bakterien in Abhängigkeit von ihrem Temperaturoptimum

Je nach dem Temperaturbereich in dem das bakterielle Wachstum ein Optimum aufweist, wird zwischen psychrophilen, mesophilen und thermophilen Organismen unterschieden. In Tabelle 5 sind die Mikroorganismen in Abhängigkeit von ihrem Temperaturtoleranzbereich bzw. ihrem Temperaturoptimum klassifiziert

Tabelle 5. Klassifizierung der Mikroorganismen in Abhängigkeit von ihrem Temperaturtoleranzbereich und ihrem Temperaturoptimum nach [TSC-03]

Typ	Temperaturtoleranzbereich	Temperaturoptimum
psychrophil	10-30 °C	12-18 °C
mesophil	20-50 °C	25-40 °C
thermophil	35-75 °C	55-65 °C

Im Regelfall wird bei der Abwasserbehandlung mit mesophilen Bakterien gearbeitet. Allerdings erweist sich in einigen Fällen der Einsatz von thermophilen Biozösen als sinnvoller. Thermophile Prozesse werden bei der Behandlung von Brauereiabwässern [ZVA-94], Abwässern der pharmazeutischen Industrie [LAP-01, WUJ-03], der Nahrungsmittelindustrie [NOW-02, REI-02] oder zur Reinigung weiterer industrieller Prozessabwässer, die durch hohe Temperatur charakterisiert sind, verwendet.

2.4.3 Einfluss der Temperatur auf die Reaktionsgeschwindigkeit

Allgemein gilt es, dass die Geschwindigkeit einer (bio-) chemischen Reaktion mit steigender Temperatur zunimmt. Nach van 't Hoff nimmt die Reaktionsgeschwindigkeit bei einer Temperaturerhöhung um 10 °C um das Zwei- bis Dreifache zu [KOL-70].

In der Umwelttechnik wird die Abhängigkeit der Reaktionsgeschwindigkeit von der Temperatur mit der van 't Hoff-Arrhenius-Gleichung in der folgenden vereinfachten Form verwendet [BEV-02, TSC-03]:

$$r_2 = r_1 \cdot \theta^{(T_2 - T_1)} \quad (13)$$

r_1 :	bekannte Reaktionsgeschwindigkeit	$\text{g/m}^3 \cdot \text{d}$
r_2 :	unbekannte Reaktionsgeschwindigkeit	$\text{g/m}^3 \cdot \text{d}$
T_1 und T_2 :	Temperatur	$^{\circ}\text{C}$
θ :	Temperaturkoeffizient	

2.4.4 Einfluss der Temperatur auf die Sauerstofflöslichkeit im Wasser

Die Temperatur beeinflusst die Sauerstoff-Löslichkeit im Wasser, wobei diese mit steigender Temperatur sinkt (s. Tabelle 6). Aufgrund der mit steigender Temperatur erhöhten bakteriellen Aktivität und der geringeren Sauerstoff-Löslichkeit, kann ein O-Mangel auftreten. Dieser Effekt wird auch bei der Einleitung von warmem Wasser in Gewässer beobachtet [TSC-03].

Tabelle 6. Sauerstoff-Sättigungskonzentration in Abhängigkeit der Temperatur beim Standarddruck (1 atm) nach [TSC-03]

Temperatur	Sauerstoff-Sättigungskonzentration, mg/l
5 °C	12,76
15 °C	10,07
25 °C	8,24
35 °C	6,93

2.4.5 Einfluss der Temperatur auf die Wachstumsraten von Nitrifikanten

Die maximale Wachstumsrate (μ_{max}) der Bakterien ist stark temperaturabhängig. Knowles et al. bestimmten experimentell die Wachstumsraten von *Nitrosomonas* und *Nitrobacter* in Abhängigkeit von der Temperatur, wobei sich die folgenden Zusammenhänge für die maximale Wachstumsrate ergaben [KNO-65]:

$$\text{Nitrosomonas:} \quad \mu_{max} = 10^{(0,0431T - 0,944)} \quad (14)$$

$$\text{Nitrobacter:} \quad \mu_{max} = 10^{(0,0255T - 0,492)} \quad (15)$$

μ_{max} :	maximale Wachstumsgeschwindigkeit	1/d
T:	Temperatur	$^{\circ}\text{C}$

In der Tabelle 7 sind die maximalen Wachstumsraten von *Nitrosomonas* und *Nitrobacter* in Abhängigkeit von der Temperatur dargestellt. Es ist zu erkennen, dass bei Temperaturen

$\leq 25\text{ °C}$ *Nitrobacter* schneller als *Nitrosomonas* wächst, während bei Temperaturen höher als 30 °C für *Nitrosomonas* höhere Wachstumsraten charakteristisch sind.

Tabelle 7. Maximale Wachstumsraten der Nitrifikanten in Abhängigkeit von der Temperatur nach [KNO-65]

Temperatur	Maximale Wachstumsrate μ_{\max} [1/d]	
	<i>Nitrosomonas</i>	<i>Nitrobacter</i>
5 °C	0,18	0,43
10 °C	0,29	0,58
15 °C	0,47	0,78
20 °C	0,76	1,04
25 °C	1,23	1,40
30 °C	1,97	1,87
35 °C	3,16	2,50

2.4.6 Einfluss der Temperatur auf die bakterielle Stoffwechselaktivität

2.4.6.1 Heterotrophen Bakterien

Hu et al. berichteten, dass die Zellanzahlzunahme die Abnahme der Heterotrophen-Aktivität in einem belüfteten Biofilmreaktor kompensiert, so dass die BSB-Abbaugeschwindigkeit pro Reaktorfläche von Temperaturen zwischen 5 °C und 35 °C nicht beeinflusst wird [HU-94].

Dawson et al. stellten fest, dass in Batch-Versuchen mit reinen Kulturen von denitrifizierenden Bakterien (*Pseudomonas denitrificans*) die Denitrifikationsgeschwindigkeit annähernd mit der Arrhenius-Gleichung beschrieben werden kann. Diese Aussage betrifft speziell den Temperaturbereich von $5\text{ bis }27\text{ °C}$. Diese Autoren berichteten, dass bei 5 °C eine um das fünffache geringere Denitrifikation als bei 20 °C ablief [DAW-72].

Masqsood et al. untersuchten den Abbau von organischen Stoffen und die Denitrifikation bei niedrigen Temperaturen in einem Biofilmreaktor mit Aktivkohle. Dabei wurde eine temperaturbedingte Hemmung der wesentlichen Prozessaktivitäten ab 5 °C festgestellt. Allerdings lag die Nitrat-Reduktion mit einer nicht so großen Differenz bei 30% für den 25 °C -Reaktor und bei ca. 20% für den 5 °C -Reaktor [MAQ-77].

Lewandowski stellte ebenfalls fest, dass die Denitrifikationsgeschwindigkeit eines Belebtschlammes zwischen 5 °C und 35 °C linear mit Erhöhung der Temperatur zunimmt. Weiterhin wurde berichtet, dass der Denitrifikationsrückgang bei Temperaturen $< 5\text{ °C}$ wesentlich größer als im Bereich von $5\text{ bis }35\text{ °C}$ war [LEW-82].

Andreottola et al. zeigten, dass bei Temperaturen zwischen $5\text{ und }8\text{ °C}$ und Belastungen von $B_A(\text{CSB}) = 7,9\text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ mit den Schwebebett- und Scheibentauchkörperverfahren ein CBS-Abbau von 73% erreicht wurde [AND-00].

Nach Lim et al. nahm die Reinigungseffektivität von organisch hoch belasteten Abwässern mit einem belüfteten Biofilmreaktor im Temperaturbereich von 20 bis 50 °C mit steigender Temperatur zu. Dabei erfolgte eine Zunahme der BSB-Abbaugeschwindigkeit und der endogenen Atmungsaktivität der Bakterien mit Erhöhung der Temperatur [LIM-01].

Ilies et al. beobachteten, dass bei der Behandlung von Deponiesickerwasser mit hohem Ammonium-Gehalt (2200 mgNH₄⁺-N/l) nach einer Temperatursenkung von 20 auf 17 °C eine 15 %-ige Abnahme der Denitrifikationsrate erfolgte [ILI-01].

Nach Carrera et al. und Maurer et al. verdoppelte sich die Denitrifikationsrate, wenn die Temperatur um 10 °C erhöht wurde [CAR-03a, MAU-03].

Welander et al. beobachteten die Temperaturabhängigkeit der Denitrifikationsrate bei der Abwasserbehandlung im Schwebebett-Reaktor. Bei 20 °C wurde eine Denitrifikationsgeschwindigkeit von 4,6 g/m²·d ermittelt, während diese bei einer Temperatur von 15 °C stark sank und nur noch 2,7 g/m²·d betrug [WEL-03].

2.4.6.2 Nitrifikanten

Nach Randall et al. sind die Nitrifikanten temperaturempfindlicher als die heterotrophen Bakterien. Die Aktivitätshemmung infolge einer Temperaturabnahme schien intensiver bei den nitritoxidierenden als bei den ammoniumoxidierenden Bakterien zu sein [RAN-84].

Tijhuis et al. untersuchten den Einfluss von Temperatur auf den NH₄⁺-N-Abbau in einem Biofilmreaktor mit schwebenden Aufwuchsflächen. Im Bereich von 20 bis 30 °C konnte kein wesentlicher Unterschied festgestellt werden. Bei Temperaturen von < 20 °C nahm der NH₄⁺-N-Umsatz ab. Die Temperaturwirkung auf den NH₄⁺-N-Abbau erwies sich im Vergleich zu Experimenten mit reinen Kulturen als weitaus geringer. Der Hemmungseffekt der niedrigeren Temperatur wurde durch die erhöhte Eindringtiefe des Substrates innerhalb des Biofilms kompensiert, da die Menge an aktiver Biomasse dadurch zunahm [TIJ-92].

Um eine weitgehende N-Elimination auch bei niedrigen Temperaturen, z.B. 5-7 °C, zu realisieren, soll der Kläranlagenaufbau so optimiert werden, dass der Temperatureffekt verringert wird [BØR-94]. Ein effektiver Windschutz der Anlage verhindert eine Temperatursenkung um 1-2 °C. Dieser geringe Temperaturunterschied kann zu einer signifikanten Erhöhung der Nitrifikationsrate bei Temperaturen < 10 °C führen. Weiterhin wird empfohlen, ein getrenntes Kanalnetz so zu gestalten, dass der Zufluss von kaltem Niederschlagswasser begrenzt wird.

Payraudeau et al. stellten fest, dass Schwankungen der Temperatur von 14 bis 25 °C keinen wesentlichen Einfluss auf die Reinigungsleistung im Biofiltern hatten. Eine temperatur-

bedingte Hemmung der Nitrifikation erfolgte erst bei TKN-Belastungen von $1,5 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$ und Temperaturen unter $14 \text{ }^\circ\text{C}$ [PAY-00, PAY-01].

Bei der Behandlung von Deponiesickerwasser mit hohem NH_4^+ -N-Gehalt (2200 mg/l) erfolgte erst bei Temperaturen $\leq 10 \text{ }^\circ\text{C}$ eine Hemmung der Nitrifikation statt, wobei diese weiterhin etwa 50 % von dem zugeführten Stickstoff betrug [ILI-01].

Murat et al. untersuchten den Einfluss der Temperatur auf die Behandlung von Gerbereiabwässern, die einen hohen C- und N-Gehalt aufwiesen, mit einem SBR (Sequencing Batch Reactor). Unter diesen Bedingungen lief bei Temperaturen $> 20 \text{ }^\circ\text{C}$ eine nahezu vollständige Nitrifikation ab [MUR-03].

Carrera et al. berichteten, dass bei der Reinigung von mit Ammonium hoch belasteten industriellen Abwässern mit einem zweistufigen Belebtschlammverfahren (Nitrifikation und Denitrifikation) eine fast zweimal höhere Nitrifikationsrate bei $20 \text{ }^\circ\text{C}$ im Vergleich zu $15 \text{ }^\circ\text{C}$ und bei $25 \text{ }^\circ\text{C}$ im Vergleich zu $20 \text{ }^\circ\text{C}$ realisiert werden konnte [CAR-03a].

Maurer et al. untersuchten den Einfluss der Temperatur auf die Nitrifikationsleistung einer Wirbelbett-Biozönose. Bei einer Erhöhung der Abwassertemperatur um $10 \text{ }^\circ\text{C}$ erfolgte eine Steigerung der Nitrifikationsrate um 65 %. Weiterhin wurde behauptet, dass die Temperaturabhängigkeit der Nitrifikation im Wirbelbett-Verfahren geringer als beim Belebtschlammverfahren war [MAU-03].

Dulkadiroglu et al. untersuchten die Effektivität der Nitrifikation mit einem Wirbelbett-SBR bei 10 , 15 und $20 \text{ }^\circ\text{C}$. Bei 15 und $20 \text{ }^\circ\text{C}$ wurde eine Nitrifikationsrate von $0,25 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ erreicht, während diese im $10 \text{ }^\circ\text{C}$ -Reaktor nur $0,18 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ betrug [DUL-05].

Head et al. ermittelten die Umsatzleistung von nitrifizierenden Bakterien bei $10 \text{ }^\circ\text{C}$, wenn diese im Vorfeld an 20 , 25 und $30 \text{ }^\circ\text{C}$ adaptiert wurden. Als Resultat der Temperatursenkung erfolgte eine Abnahme der Nitrifikationsrate um 58 %, 71 % und 82 % für die $20 \text{ }^\circ\text{C}$ -, $25 \text{ }^\circ\text{C}$ - und $30 \text{ }^\circ\text{C}$ -Biozönosen [HEA-04].

2.5 Behandlung von Abwässern mit hohem Salzgehalt

2.5.1 Herkunft des salzhaltigen Abwassers

In einigen Ländern, wie z.B. Saudi Arabien, wird aufgrund der begrenzten Menge an Trinkwasser für die Toilettenspülung Meereswasser benutzt. Deshalb treten im kommunalen Abwasser sehr hohe Konzentrationen an Salz auf [ABU-93, INT-99, PEN-05]. Hohe Salzkonzentrationen im Abwasser können ebenfalls beim Eindringen von salzhaltigem Grundwasser und Deponiesickerwasser, Meereswasser oder mit der Einleitung von Salzwasser aus Entsalzungsanlagen vorkommen [WOO-98].

Weiterhin kann in unterschiedlichen industriellen Abwässern als Folge des Produktion- oder Bearbeitungsprozesses ein hoher Salzgehalt auftreten. Solche sind unter anderem einige Abwässer der chemischen Industrie [BEL-93, VRE-97], der pharmazeutischen Industrie [WOO-94], der Meeresfrüchteindustrie [INT-99], von Fischkonservenfabriken [GON-04], von Gerbereien [SCH-95] und von Aquakulturen [INT-99].

2.5.2 Wirkung von hoher Salinität auf die Mikroorganismen

2.5.2.1 Einordnung der Bakterien gemäß ihrer Salzaffinität

Mikroorganismen, die für ihre Existenz Salz benötigen, werden Halophile genannt. Bakterien, die in Anwesenheit und Abwesenheit von Salz wachsen können werden als halotolerant bezeichnet [MAR-01]. In der Regel kommen die oben genannten Mikroorganismen bei der Behandlung von kommunalen und industriellen Abwässern nicht zum Einsatz.

2.5.2.2 Einfluss des Salzes auf die Physiologie der Zelle

Normalerweise ist die Konzentration von Salzen und Zuckern, die osmotisch wirksam sind, im Innern der Zelle höher als außerhalb. Es wird so viel Wasser in der Zelle aufgenommen, wie es die Zellwand zulässt. Dieser Prozess wird als Osmose oder die einseitig gerichtete Diffusion des Lösungsmittels, wie z.B. Wasser, durch eine semipermeable Membran bezeichnet. Erhöht man die Salz- oder Zuckerkonzentration im Außenmedium, wird aufgrund der Osmose Wasser aus der Zelle herausgezogen. Dabei kommt es zur Schrumpfung des Zellinneren und weiteren irreversiblen Zerstörungsprozessen, die Plasmolyse der Zelle genannt werden [SCH1-92].

2.5.3 Einfluss des Salzes auf die Sauerstoff-Löslichkeit im Wasser

In der Tabelle 8 ist die Sauerstoff-Sättigungskonzentration in Abhängigkeit des Salzgehaltes bei Temperaturen von 5 bis 35 °C dargestellt.

Tabelle 8: Sauerstoff-Sättigungskonzentration im Wasser bei unterschiedlichen Temperaturen in Abhängigkeit von dem NaCl-Gehalt nach [TSC-03]

Temperatur	Sauerstoff-Sättigungskonzentration, mg/l		
	0 g/l	10 g/l	20 g/l
5 °C	12,76	11,94	11,18
15 °C	10,07	9,47	8,91
25 °C	8,24	7,79	7,36
35 °C	6,93	6,58	6,24

Ähnlich wie bei der Temperatur auch mit Erhöhung des Salzgehaltes im Wasser sinkt die Sauerstoff-Löslichkeit. Dies führt aus prozesstechnischer Sicht zu der Notwendigkeit, eine intensivere Begasung durchzuführen, um eine hinreichende Sauerstoff-Konzentration im Reaktor zu gewährleisten.

2.5.4 Einfluss des Salzes auf die bakterielle Stoffwechselaktivität

Nach Kargi et al. treten die folgenden Probleme bei der Reinigung salzhaltiger Abwässer auf [KAR-96a]:

- geringe Adaptationsfähigkeit der konventionellen Bakterien an den hohen Salzgehalt und demzufolge keine Eignung zur Behandlung salzreicher Abwässer,
- hohe Sensibilität der Biozönose zu Salinitätsschwankungen, z.B. von 5 auf 20 g/l,
- Reduktion der Biozönosevielfalt und Abnahme der biologischen Umsatzraten mit steigendem Salzgehalt,
- intensivere Hemmung der Prozesse durch rapide Änderungen der Salzkonzentration im Vergleich zu schrittweise vorgenommenen,
- hohe Konzentrationen an suspendierten Stoffen.

In einigen Fällen werden bei der Abwasserbehandlung von salzhaltigen Abwässern halophile Bakterien eingesetzt. Allerdings handelt es sich dabei um sehr hoch konzentriertes salzhaltiges Abwasser mit einer Salinität von z.B. 150 g/l [WOO-94, WOO-95a, WOO-95b].

2.5.4.1 Heterotrophen Bakterien

Van der Hoek et al. berichteten, dass mit steigender Salinität bis zu 30 gNaCl/l die Denitrifikationsrate sank. Bei NaCl-Konzentrationen im Abwasser von ≤ 10 g/l wurden über 90 % von dem Nitrat denitrifiziert. Nach der Zugabe von 25 gNaCl/l wurde die Denitrifikationseffizienz zunächst auf 40 % reduziert. Nach einer Versuchszeit von drei Wochen stieg diese wieder an und bleibt stabil bei 60 % [VAN-87].

Abu-ghararah et al. zeigten, dass bei einer Salinität des Abwassers von 4 gNaCl/l ein CSB-Abbau von 90 % und eine weitgehende, ähnlich wie im salzarmen Medium, N-Elimination realisiert werden konnten [ABU-93].

Bei der anaeroben/aeroben Belebtschlammbehandlung von einem mit halogenierten organischen Substanzen (etwa 1250 mgDOC/l) und hohen Salzkonzentrationen belasteten Abwasser wurde ein DOC-Abbaugrad von 70 % (bei 30 gNaCl/l) erreicht [BEL-93].

Der CSB-Abbau von synthetischem Abwasser mit einem Salzgehalt von 10 bis 50 g/l NaCl wurde in Belebtschlamm- und in Biofilm-Reaktoren (Rotationskörper) untersucht [KAR-96b, KAR-97, DINc-01]. Die Versuche wurden mit konventionellen Biozönosen, mit und ohne Zugabe von halophilen Bakterien (*Halobacter*), durchgeführt. Bei 50 g/l Salinität des Abwassers wurde im Reaktor ohne *Halobacter* ein CSB-Abbau von etwa 60 % erreicht, während dieser im Reaktor mit Anwesenheit von *Halobacter* auf 82 % stieg. Allerdings

zeigten die Autoren, dass die Zugabe von halophilen Bakterien erst bei NaCl-Gehalten von > 30 g/l sinnvoll ist.

Dieselbe Arbeitsgruppe untersuchte den Einfluss von hoher Salinität (bis zu 60 g/l NaCl) auf die Denitrifikation im Biofilter. Die Denitrifikation wurde bei NaCl-Gehalten von über 10 g/l NaCl unterdrückt. Bei einer NaCl-Konzentration im Abwasser von 60 g/l wurden nur 30 % von dem Nitrat eliminiert. Die Autoren schlussfolgerten, dass die Denitrifikation empfindlicher als die Nitrifikation gegenüber hoher Salinität ist [DINC-99].

Bei der Endbehandlung von Abwässern der chemischen Industrie im Wirbelbett-Reaktor konnte bei Cl⁻-Konzentrationen bis zu 40 g/l eine Denitrifikation stattfinden. Weiterhin erwies sich die Denitrifikationsgeschwindigkeit als unempfindlich gegenüber Schwankungen der Salzkonzentration im Abwasser [VRE-97].

Woolard et al. berichteten, dass Bakterien, die nicht an eine hohe Salinität adaptiert worden waren, nur begrenzt für die Behandlung salzhaltiger Abwässer geeignet sind. Deren Einsatz resultierte in der Abnahme des Abbaus von organischen Stoffen und in der Zunahme der suspendierten Stoffe am Ablauf des Reaktors. Abwässer, die mehr als 30 g/l Salz enthielten, konnten mit konventionellen, nicht zu hohem Salz adaptierten, Bakterien nicht effektiv gereinigt werden [WOO-98].

Eine an nicht hohen Salzgehalt adaptierte suspendierte Biozönose konnte bei Salzkonzentrationen von 10 g NaCl/l einen CSB-Abbau von 86 % und eine N-Elimination von 78 % leisten. Wurde der Salzgehalt im Abwasser auf 20 g NaCl/l erhöht, sank die Abbauleistung entsprechend auf 75 und 70 % [PAN-99].

Dan et al. zeigten, dass die Behandlung von organisch stark belasteten Abwässern mit hoher Salinität effektiver mit Hefenkulturen als mit Bakterien war. Bei hohen Salzgehalten wuchsen die Hefen schneller und bauten demzufolge mehr Organik als die Bakterien ab. Dagegen erwiesen sich die Bakterien unter salzarmen Bedingungen als aktiver [DAN-03].

Nach Moussa et al. wirkte die Zugabe von 5 gCl/l zum Abwasser als Eliminationsfaktor für die Protozoen und die Metazoen im Belebtschlamm, da durch die hohe Salzkonzentration diese unter einen hohen osmotischen Druck gesetzt wurden. Dabei wurde die Aktivität der heterotrophen Bakterien nicht beeinflusst [MOU-05, MOU-06].

2.5.4.2 Nitrifikanten

Schenk et al. untersuchten den Einfluss von Salz (6-20 gCl/l) auf die biologische Behandlung von Gerbereiabwässern [SCH-95a]. Die Autoren zeigten, dass im untersuchten Cl⁻-Belastungsbereich zunächst eine starke Hemmung der Nitrifikation vorkam. Nach zwei

Wochen erfolgte eine Adaptation der ammoniumoxidierenden Bakterien (*Nitrosomonas*) an das Salz. Allerdings wirkte sich die hohe Salinität stärker hemmend auf die nitritoxidierenden Bakterien (*Nitrobacter*) aus.

Nach Dincer et al. erfolgte bei Salzgehalten von ≤ 30 g/l NaCl im Belebtschlammverfahren eine weitgehende Nitrifikation, wobei etwa 90 % von dem NH_4^+ -N nitrifiziert wurden. Stieg die NaCl-Konzentration auf 50 g/l, fand eine starke Hemmung des Prozesses statt. Bei 60 g/l Salinität wurden nur 40 % von dem NH_4^+ -N umgesetzt [DINC-99].

Rosa et al. untersuchten die Nitrifikationsleistung von suspendierten und immobilisierten (in Biofilter) Biozönosen, wenn zum Abwasser 25 und 50 gNaCl/l zugegeben wurden. Bei 25 gNaCl/l im Medium fand in den beiden Reaktoren ein NH_4^+ -N-Abbau von etwa 95 % statt. Allerdings wurde dieser im Reaktor mit der suspendierten Biomasse wesentlich später als im Reaktor mit der immobilisierten Biozönose erreicht. Eine weitere Erhöhung des Salzgehaltes auf 50 gNaCl/l führte zu einer Abnahme der NH_4^+ -N-Umsatzleistung im Biofilmreaktor auf weniger als 50 % [ROS-97, ROS-98].

Bei der Endbehandlung von Abwässern der chemischen Industrie mit Wirbelbett-Reaktor erfolgte bei Cl⁻-Konzentrationen bis zu 34 g/l eine Nitrifikation [VRE-97]. Weiterhin wurde berichtet, dass die ammoniumoxidierende (AO) Bakterien resistenter als die nitritoxidierende (NO) Bakterien gegenüber hoher Salinität waren.

Dahl et al. untersuchten die Behandlung von Abwässern aus dem Wäscher eines Kraftwerkes, welche hohe Salinität und hohe Temperaturen aufwiesen. Die Autoren zeigten, dass bei 30 °C und 20 g Cl⁻/l eine weitgehende Elimination des anorganischen Stickstoffs über Nitrifikation und Denitrifikation mit einem kommunalen Belebtschlamm erreicht werden konnte. Allerdings sollte die Biozönose langsam und schrittweise an die höheren Salzkonzentrationen und Temperatur adaptiert werden [DAH-97].

Furtado et al. untersuchten den NH_4^+ -N-Abbau von salzhaltigen Abwässern mit einem getauchten Festbett-Reaktor. Ohne Salzzugabe erfolgte ein NH_4^+ -N-Umsatz von 94 %. Wurde die Salinität des Abwassers auf 2,5 bzw. 5 gCl⁻/l erhöht, sank der Abbaugrad auf etwa 80 bzw. 50 % [FUR-00].

Yu et al. überprüften die Reinigung von salzhaltigen Abwässern, einschließlich Nitrifikation und Denitrifikation, in einer Belebtschlamm-Kläranlage in Hong Kong. Trotz des stark variierenden Salzgehaltes von 3,5 bis 6,5 g Cl⁻/l über ein Jahr und der täglichen Schwankungsbreite von mehr als 1 gCl⁻/l konnte eine hinreichende N-Elimination gewährleistet werden. Die Abwassertemperaturen (im Winter ≥ 20 °C) lagen im Vergleich zu

den meisten europäischen Ländern und Nordamerika (im Winter ≤ 10 °C) wesentlich höher. Die Autoren vermuteten, dass die höhere Abwassertemperatur den Hemmungseffekt des Salzes in einem akzeptablen Bereich begrenzte [YU-02].

Campos et al. untersuchten den Einfluss von Salz auf die Belebtschlamm-Behandlung von Abwässern, die hohe Konzentrationen an Ammonium aufwiesen. Bei einer Belastung von 1 bis 4 kgNH₄⁺-N/m³·d und NaCl-Gehalt von ≤ 30 g/l erfolgte im System ein NH₄⁺-N-Abbau von fast 100 % [CAM-02].

Nach Sanchez et al. nahmen die Nitritations- und Nitratationsraten mit steigender Salzkonzentration linear ab. Allerdings war die Nitrat-Bildung stärker von höheren Salzgehalten inhibiert als die Nitrit-Bildung. Die Autoren berichten, dass unter „Salz-Bedingungen“ die Gattung *Nitrospira* dominierend in der Population der nitritoxidierenden Bakterien war [SAN-04].

Gonzalez et al. zeigten, dass NaCl, KCl und Na₂SO₄ sich ähnlich auf die Aktivität der Nitrifikanten auswirken. Bei molarkonzentrationen von 110 mmol (entspricht 6,4 g NaCl/l) verursachten alle oben genannten Salze eine Abnahme des NH₄⁺-N-Abbaus um etwa 60 % von dem maximal erreichten Wert im salzfreien Medium [GON-04].

Peng et al. untersuchten die Belebtschlamm-Behandlung vom Abwasser mit hohem Anteil an Meerwasser bei Betriebstemperaturen von 5 bis 9 °C. Wenn das Abwasser/Meereswasser-Verhältnis 70 zu 30 % betrug, konnte eine Nitrifikation bis Nitrit und nachfolgende Denitrifikation erfolgreich realisiert werden. Unter diesen Bedingungen wurde ein NH₄⁺-N-Umsatz von über 90 % erreicht [PEN-05].

Nach Moussa et al. wurde die Aktivität der NO bei Salzgehalten von bis zu 10 g Cl/l weniger als die der AO beeinflusst. Erst bei einer Konzentration von 40 g Cl/l fand eine nahezu komplette Inhibierung der Nitrifikantenaktivität statt. Eine Adaptation der Belebtschlamm-Biozönose konnte sogar nach einem Jahr nicht festgestellt werden. Nach der Beseitigung des Salzfaktors erfolgte eine relativ schnelle Erholung der bakteriellen Aktivität. Bei Salzgehalten von 0 bis 10 g Cl/l erwiesen sich *Nitrosomonas oligotropha* und *Nitrosomonas europaea* als dominierende AO und die Gattung *Nitrospira* als überwiegende NO [MOU-05, MOU-06].

2.5.4.3 ANAMMOX- Bakterien

Windey et al. beobachteten die Wirkung von Salz auf die Nitrifikation und den ANAMMOX-Prozess in einem Biofilm-Reaktor mit Rotationskörpern. Nach der Zufuhr von 30 gNaCl/l in das Abwasser kam es zu einer Abnahme der Nitrifikationsrate um 43 % und der ANAMMOX-Aktivität um 96 % im Vergleich zum „salzfreien Versuch“ [WIN-05].

3 Experimentelle Untersuchungen

3.1 Zielstellung der Experimente

Der Abbau von organisch gebundenem Kohlenstoff und der Umsatz von N-Verbindungen wurden in getauchten Festbett-Reaktoren bei unterschiedlichen Belastungsbedingungen untersucht. Dabei wurden die DOC-Belastung von 0,9 bis 4,4 g/m²·d und die NH₄⁺-N-Belastung von 0,13 bis 1,7 g/m²·d, bezogen auf die Gesamtfläche des Reaktors, variiert.

Der Einfluss von Betriebstemperatur und NaCl-Gehalt auf die Effektivität der Abwasserbehandlung mit getauchten Festbett-Reaktoren wurde im Labormaßstab untersucht. Die Versuche wurden bei Temperaturen von 5, 15, 25 und 35 °C durchgeführt. Ein Referenzversuch mit NaCl-armem Abwasser wurde unter vergleichbaren Bedingungen durchgeführt. Die Wirkung von erhöhter Salzkonzentration ist im Modellabwasser mit 10 oder 20 g/l NaCl betrachtet worden.

Die oben aufgeführten Experimente wurden in drei Langzeitversuchsreihen realisiert (s. Kapitel 3.2.1). Im Rahmen von Kurzzeitversuchsreihen (s. Kapitel 3.2.2) wurde der Einfluss einer von 3-4 mg/l auf 6-7 mg/l erhöhten Sauerstoff-Konzentration sowie der Verdopplung des Luftvolumenstromes im getauchten Festbett-Reaktor ermittelt. Die Bedeutung einer verringerten hydraulischen Verweilzeit von 41 auf 9 Stunden für die Abbauprozesse wurde ebenso untersucht. In einem weiteren Kurzzeitexperiment wurde die Wirkung einer plötzlichen Temperaturreduzierung von 35 auf 10 °C beobachtet.

3.2 Versuchskonzept

3.2.1 Langzeitversuchsreihen

Die Experimente wurden in Versuchsreihen unterteilt und werden in der vorliegenden Arbeit zur Vereinfachung mit Kurznamen gekennzeichnet. Je nach NH₄⁺-N-Belastung wurden die Versuchsreihen wie folgt benannt:

- „niedrige NH₄⁺-N-Belastung“, entspricht $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 0,13 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$
Reaktor 1, Versuchsdauer: 22 Wochen
- „mittlere NH₄⁺-N-Belastung“, entspricht $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 0,54 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$
Reaktor 1, Versuchsdauer: 12 Wochen
- „hohe NH₄⁺-N-Belastung“, entspricht $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$
Reaktor 1 oder Reaktoren 1+2, Versuchsdauer: ca. 14 Monate

Die DOC-Belastung während der Versuchsreihe „niedrige NH₄⁺-N-Belastung“ entsprach $B_A(\text{DOC}) = 0,9 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$. In den weiteren beiden Versuchsreihen wurde diese auf 4,4 g/m²·d erhöht.

Die oben genannten DOC- und NH_4^+ -N-Flächenbelastungen wurden auf die Gesamtfläche des getauchten Festbett-Reaktors bezogen (s. Kapitel 3.3.1).

Die Versuchsreihe „hohe NH_4^+ -N-Belastung“ wurde je nach NaCl-Gehalt im Abwasser in vier Experimente gegliedert:

- ohne NaCl-Zugabe oder „salzfreier Versuch 1“ (Reaktor 1)
- mit der Zugabe von 20 g/l NaCl oder „20 g/l NaCl-Versuch 1“ (Reaktor 1)
- ohne NaCl-Zugabe oder „salzfreier Versuch 1+2“ (Reaktoren 1+2)
- mit der Zugabe von 10 g/l NaCl oder „10 g/l NaCl-Versuch 1+2“ (Reaktoren 1+2)

3.2.2 Kurzzeitversuchsreihen

Neben den bereits erwähnten Langzeitexperimenten wurden unter Hochlastbedingungen auch Kurzzeitversuchsreihen, die ein paar Tage bis maximal 2-3 Wochen dauerten, durchgeführt. Der Einfluss von Betriebsparametern wie Sauerstoffkonzentration, Luftvolumenstrom, hydraulische Verweilzeit sowie die kurzfristige Reduzierung der Temperatur wurden dabei untersucht. Die genauen Bedingungen im Rahmen der einzelnen Versuche sind in der Tabelle 9 aufgeführt.

Tabelle 9. Angaben zu den Kurzzeitversuchen während der Versuchsreihe „hohe NH_4^+ -N-Belastung“ ohne Zugabe von NaCl zum Modellabwasser

Name des Versuches	vor dem Versuch	während des Versuches
Sauerstoff-Versuch	$c(\text{O}) = 3\text{-}4 \text{ mg/l}$	$c(\text{O}) = 7\text{-}8 \text{ mg/l}$
Luftvolumenstrom-Versuch	$\dot{V}_{\text{Luft}} = 200 \text{ l/h}$	$\dot{V}_{\text{Luft}} = 400 \text{ l/h}$
Verweilzeit-Versuch	$t_V = 41 \text{ Stunden}$	$t_V = 9 \text{ Stunden}$
Temperatur-Versuch	$T = 35 \text{ }^\circ\text{C}$	$T = 9 \text{ }^\circ\text{C}$

3.3 Versuchsanlage

3.3.1 Reaktorbeschreibung

Die getauchten Festbett-Reaktoren wurden in Anlehnung an die Richtlinien der DWA [ATV-02] konzipiert. Alle Reaktoren waren identisch ausgelegt und gebaut. In dem Bild 4 ist das Schema des im Labormaßstab aufgebauten getauchten Festbett-Reaktors dargestellt. Bilder 5 und 6 zeigen die gesamte Versuchsanlage und Draufsicht des einzelnen Reaktors.

Die Begasung mit Druckluft wurde von perforierten Belüftungsrohren am Reaktorboden gewährleistet. Eine Umwälzpumpe ($\dot{V}_{\text{Umwälz}} = 150 \text{ l/h}$) wurde in einem kleinen Behälter an der Seite des Reaktors eingebaut, sodass diese zusammen mit der Belüftung eine möglichst vollständige Durchmischung des getauchten Festbett-Reaktors gewährleistet. Die Umwälzpumpe wurde zum Anfang der zweiten Versuchsreihe, „mittlere NH_4^+ -N-Belastung“, in Betrieb genommen.

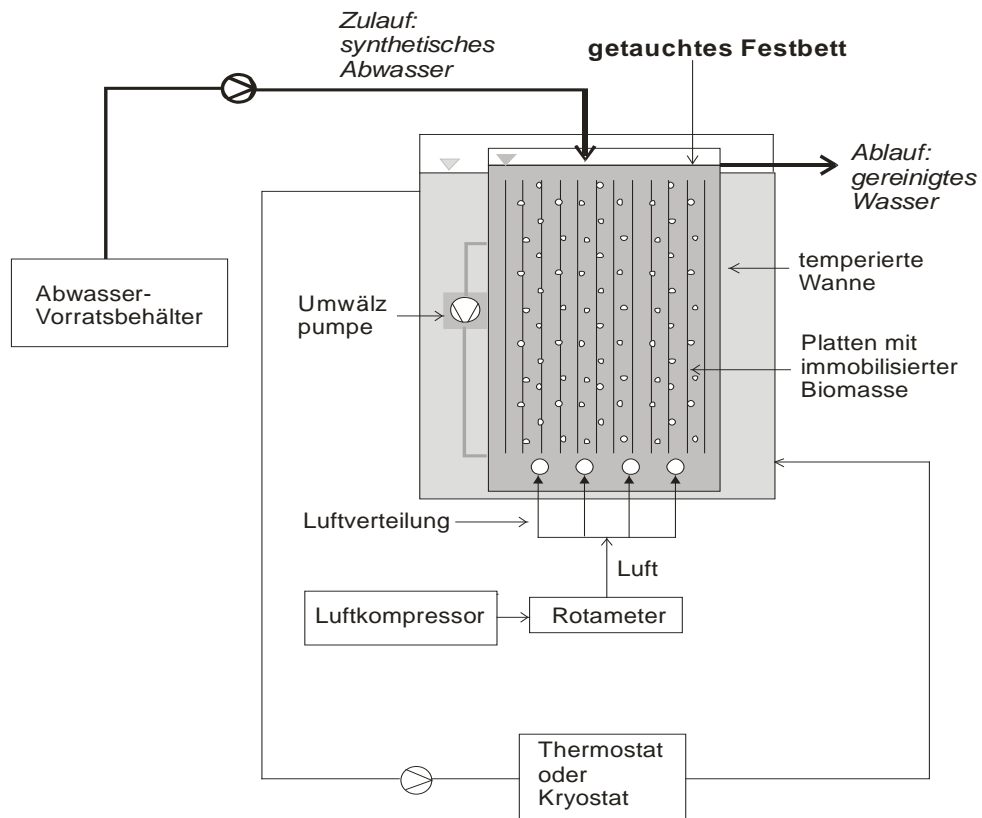


Bild 4. Schema der getauchten Festbett-Anlage im Labormaßstab.



Bilder 5a und 5b. Versuchsanlage aus getauchten Festbett-Reaktoren im Labormaßstab.



Bild 6. Getauchter Festbett-Reaktor (Draufsicht).

Während der Versuchsreihe „niedrige NH_4^+ -N-Belastung“ hatte jeder Reaktor ein freies Volumen (V_{Fb}) von 8 l und eine berechnete Gesamtfläche (A_{Fb}) von $1,4 \text{ m}^2$. Das freie Volumen wurde durch Auslitern bestimmt. Die berechnete Gesamtfläche des Reaktors setzte sich aus der Fläche des Festbettes (Platten aus Polyethylen oder Biopolymer-Gemisch, s. Kapitel 3.3.2), der Reaktorwände, des Plattenhalters und der unperforierten Wände der Belüftungsrohre (aus Polyvinylchlorid) zusammen. Die Festbett-Fläche betrug etwa 1 m^2 und die zusätzliche Fläche ca. $0,4 \text{ m}^2$. Um Medienverluste durch die Begasung zu vermeiden, wurde nach dem Beenden der ersten Versuchsreihe als Optimierungsmaßnahme die Reaktorhöhe um 5 cm erhöht. Die Ablaufstelle wurde um den gleichen Abstand versetzt, wobei der Freiraum über das Festbett anstieg. Parallel dazu wurde der Ablaufdurchmesser erweitert, um eventuelle Verstopfungen zu vermeiden. Zu diesem Zeitpunkt wurde auch der Behälter für die Umwälzpumpe (s. Bild 4) eingebaut. Als Folge der Verbesserungsmaßnahmen stiegen das freie Volumen des Reaktors auf 9 l und die Gesamtfläche auf $1,5 \text{ m}^2$ an. Der Umbau des Reaktors wurde zu Beginn der zweiten Versuchsreihe, „mittlere NH_4^+ -N-Belastung“, ergriffen. In der Tabelle 10 sind die Angaben des getauchten Festbett-Reaktors vor und nach dem Umbau dargestellt.

Eine weitere Optimierungsmaßnahme in Hinsicht auf Medienverluste durch Verdampfen bei 25 und 35 °C, wurde am Anfang der Versuchsreihe „hohe NH_4^+ -N-Belastung“ vorgenommen, indem die Reaktoren mit maßgefertigten Edelstahlplatten abgedeckt wurden.

Tabelle 10. Angaben zum getauchten Festbett-Reaktor im Labormaßstab

Parameter	erste Variante	verbesserte Variante
Höhe x Breite x Tiefe des Reaktors	$35,5 \times 19,5 \times 19,5 \text{ cm}^3$	$40,5 \times 19,5 \times 19,5 \text{ cm}^3$
Höhe x Breite x Tiefe des mit Flüssigkeit aufgefüllten Reaktors	$33 \times 19,5 \times 19,5 \text{ cm}^3$	$38 \times 19,5 \times 19,5 \text{ cm}^3$
Freies Volumen des Reaktors, V_{Fb}	8 l	9 l
Höhe x Breite x Dicke der Platte	$26 \times 15,5 \times 0,3 \text{ cm}^3$	$26 \times 15,5 \times 0,3 \text{ cm}^3$
Anzahl der Platten, n	12	12
berechnete Gesamtfläche, A_{Fb}	$1,4 \text{ m}^2$	$1,5 \text{ m}^2$
spezifische Fläche, A_{Fb}^*	$175 \text{ m}^2/\text{m}^3$	$167 \text{ m}^2/\text{m}^3$

Die Versuchsanlage bestand zunächst aus vier einzelnen Reaktoren, die bei 5, 15, 25 und 35 °C betrieben wurden. Da sich das Aufwuchsmaterial im Reaktor bei 25 °C (Biopolymer-Gemisch) von allen anderen (Polyethylen) unterschied (s. Kapitel 3.3.2), wurde im Verlauf der experimentellen Arbeit bei dieser Temperatur ein zusätzlicher Reaktor mit PE-Aufwuchskörpern in Betrieb genommen. Die einzelnen getauchten Festbett-Reaktoren werden in der vorliegenden Arbeit „Reaktor 1“ benannt.

In einer späteren experimentellen Phase wurde jedem einzelnen Reaktor 1 ein identischer Reaktor nachgeschaltet, sodass fünf Kaskaden entstanden: jeweils eine bei 5, 15 und 35 °C und zwei bei 25 °C. Die neuen Reaktoren werden als „Reaktor 2“ bezeichnet.

3.3.2 Aufwuchskörper

In der ersten Versuchsreihe („niedrige NH_4^+ -N-Belastung“) wurden in allen Reaktoren 1, außer bei 25 °C, Aufwuchskörper aus Polyethylen mit niedriger Dichte ($0,92 \text{ g/cm}^3$) verwendet.

Im 25 °C-Reaktor bestand das Trägermaterial aus einem Biopolymer-Gemisch (BP), das zwei organische Substanzen, eine biologisch leicht abbaubare (40% Polyhydroxybutyrat) und eine biologisch schwer abbaubare (60% Polycaprolacton) enthielt [JAN-02, JAN-03]. Das Polyhydroxybutyrat ist gleichmäßig in der Matrix (Polycaprolacton) verteilt und wird von den heterotrophen Bakterien als zusätzliche C-Quelle abgebaut. Dadurch bildet sich ein sekundäres Porensystem heraus, wobei ausgedehntere anoxische Zonen im Vergleich zum Trägermaterial Polyethylen entstehen. Nach Jank et al. wurde in einem belüfteten Wirbelbett mit BP-Aufwuchskörpern eine nahezu vollständige Denitrifikation ermöglicht [JAN-02]. Am Anfang der Versuchsreihe „mittlere NH_4^+ -N-Belastung“ wurde ein zusätzlicher Reaktor mit PE-Aufwuchskörpern bei 25 °C in Betrieb genommen, um den Einfluss zweier Trägermaterialien bei einer Temperatur untersuchen zu können.

Bei dem Aufbau des zweiten Reaktors (Kaskadenbauweise) wurde im Fall des Reaktors mit den BP-Aufwuchskörpern ein mit PE-Platten bestückter Reaktor nachgeschaltet, da kein BP-Material zur Verfügung stand.

3.3.3 Belüftungssystem

Das Belüftungssystem befand sich am Reaktorboden, unter dem Festbett. Es bestand aus vier perforierten Rohren (Öffnungsdurchmesser 0,3 mm), welche die Luft im Reaktor gleichmäßig verteilten.

3.3.4 Temperierung der Reaktoren

Die getauchten Festbett-Reaktoren befanden sich in Wasserbädern, die mit Kryostaten oder Thermostaten, entsprechend der Zielstellung, auf 5, 15, 25 und 35 °C temperiert wurden. Um den Wärmeaustausch mit der Umgebung zu verringern, wurden sie mit Styroporplatten isoliert und abgedeckt. Durch ständige Temperaturüberwachung und -regelung konnte die Stabilität der Temperierung mit $\pm 2 \text{ °C}$ gewährleistet werden (s. Kapitel 3.15.2).

3.4 Zulauf-Parameter

In der Tabelle 11 sind die Zulauf-Parameter der getauchten Festbett-Anlage während der unterschiedlichen Versuchsreihen dargestellt. Die aufgeführten Werte sind Zielwerte, wobei Abweichungen von diesen trotz des stabilen Betriebs auftraten. Diese Differenzen konnten unter anderem von dem unterschiedlichen Substratalter (0 bis 4 Tage) verursacht werden. Die Abweichungen von den Zielwerten betragen im Regelfall maximal 10 % und waren somit unter ingenieurtechnischen Aspekten tolerierbar.

Tabelle 11. Zulauf-Parameter der getauchten Festbett-Anlage (Belastungen, bezogen auf die Fläche des Reaktors 1)

Zulauf-Parameter	Bezeichnung	Einheit	„niedrige NH ₄ ⁺ -N-Belastung“	„mittlere NH ₄ ⁺ -N-Belastung“	„hohe NH ₄ ⁺ -N-Belastung“
DOC-Zulaufkonzentration	c(DOC)	mg/l	400	1250	1250
DOC-Flächenbelastung	B _A (DOC)	g/m ² ·d	0,90	4,40	4,40
DOC-Raumbelastung	B _R (DOC)	kg/m ³ ·d	0,16	0,73	0,73
CSB-Zulaufkonzentration	c(CSB)	mg/l	1100	2900	2900
CSB-Flächenbelastung	B _A (CSB)	g/m ² ·d	2,50	10,20	10,20
CSB-Raumbelastung	B _R (CSB)	kg/m ³ ·d	0,43	1,70	1,70
NH ₄ ⁺ -N-Zulaufkonzentration	c(NH ₄ ⁺ -N)	mg/l	57	150	480
NH ₄ ⁺ -N-Flächenbelastung	B _A (NH ₄ ⁺ -N)	g/m ² ·d	0,13	0,54	1,70
NH ₄ ⁺ -N-Raumbelastung	B _R (NH ₄ ⁺ -N)	kg/m ³ ·d	0,02	0,09	0,28
org-N-Zulaufkonzentration (berechnet)*	c(org-N)	mg/l	3,30	10	10
NO ₂ ⁻ -N-Zulaufkonzentration	c(NO ₂ ⁻ -N)	mg/l	< 0,1	< 0,1	< 0,1
NO ₃ ⁻ -N-Zulaufkonzentration	c(NO ₃ ⁻ -N)	mg/l	< 0,5	< 0,5	< 0,5
Chlorid-Konzentration	c(Cl ⁻)	mg/l	132	398	1260

*Die Konzentration an organisch gebundenem Stickstoff, zugegeben als Pepton aus Fleisch, wurde nach Angaben des Herstellers, Fa. Merck, (N-Anteil im Pepton: 11 Gew.-%) berechnet.

3.5 Sauerstoff-Konzentration und Luftvolumenströme

Um eine Sauerstoff-Konzentration in der flüssigen Phase des Reaktors von 3-4 mg/l zu gewährleisten, wurden in Abhängigkeit von der Temperatur, der Belastung und des Salzgehaltes im Abwasser unterschiedliche Luftvolumenströme (\dot{V}_{Luft} , l/h) eingestellt (s. Tabellen 12 und 13). In den zweiten Reaktoren der Kaskade betrug die Sauerstoff-Konzentration in der Regel 5-6 mg/l. Auf eine Reduzierung des Luftvolumenstromes mit dem Ziel einen Sauerstoff-Gehalt von 3-4 mg/l zu gewährleisten, wurde verzichtet, da die Belüftung auch eine Durchmischung des Mediums realisieren sollte.

Um das Zuwachsen der Aufwuchskörper zu verhindern, wurde wöchentlich einmal eine Durchspülung mit höherem Luftvolumenstrom für ca. 30 Minuten durchgeführt. Dabei wurde die Luftzufuhr um 100-200 l/h erhöht.

Tabelle 12. Luftvolumenströme in Abhängigkeit von den Betriebsbedingungen in den ersten Reaktoren der Zweireaktorkaskade

Temperatur	Mittlerer Luftvolumenstrom (\dot{V}_{Luft}), l/h				
	„niedrige NH ₄ ⁺ -N-Belastung“	„mittlere NH ₄ ⁺ -N-Belastung“	„hohe NH ₄ ⁺ -N-Belastung“		
			salzfrei	20 g/l NaCl	10 g/l NaCl
5 °C	60	60	90	150	150
15 °C	60	60	160	300	200
25 °C	-	120	280	500	350
25 °C (BP)	60	120	300	500	400
35 °C	75	180	280	350	300

Tabelle 13. Luftvolumenströme in Abhängigkeit von den Betriebsbedingungen in den zweiten Reaktoren der Zweireaktorkaskade

Temperatur	Mittlerer Luftvolumenstrom (\dot{V}_{Luft}), l/h	
	salzfrei	10 g/l NaCl
5 °C	90	150
15 °C	90	170
25 °C (beide Reaktoren)	90	160
35 °C	90	100

3.6 Animpfung der Reaktoren

Die 5 °C-, 25 °C- und 35 °C-Reaktoren 1 wurden in der Startphase mit Belebtschlamm aus der Kommunalkläranlage „Wengelsdorf“ (17000 EW, $\dot{V}_S = 319 \text{ m}^3/\text{h}$, $B_d(\text{BSB}_5) = 1020 \text{ kg/d}$) angeimpft. Die Reaktoren wurden mit dem Belebtschlamm aufgefüllt, wobei das synthetische Abwasser mit dem jeweiligen Volumenstrom zudosiert wurde (s. Tabelle 17). Im 15 °C-Reaktor wurde in der ersten Versuchsreihe auf die Zugabe von „externer“ Biomasse verzichtet, um die Abbauleistung einer selbst entstandenen (autochthonen) Biozönose mit der Angeimpften (allochthon) zu vergleichen. In der Startphase wurde der 15 °C-Reaktor mit Leitungswasser aufgefüllt.

Am Ende der ersten Versuchsreihe („niedrige NH₄⁺-N-Belastung“) wurde die Biomasse entfernt, wobei die Reaktoren und das Festbettmaterial gründlich gereinigt wurden. Für die zweite Versuchsreihe („mittlere NH₄⁺-N-Belastung“) wurden alle Reaktoren wieder mit Belebtschlamm aus der Kläranlage „Wengelsdorf“ angeimpft.

Um den Einfluss variierender Parameter auf die Abbauleistung derselben Biozönose zu ermitteln, wurde im Verlauf der weiteren Versuchsreihen auf den Biomassewechsel verzichtet.

Bei der Inbetriebnahme der Reaktoren 2 wurden diese mit dem Ablauf-Strom der Reaktoren 1 aufgefüllt und somit mit der Ablauf-Biomasse der ersten Kaskadenstufe angeimpft.

3.7 Modellabwasser

3.7.1 Zusammensetzung

Die Zusammensetzung des Modellabwassers (hier auch synthetisches Abwasser genannt) ist für die unterschiedlichen Versuchsabschnitte in der Tabelle 14 dargestellt. Als C-Quelle für die heterotrophen Bakterien wurden fünf biologisch leicht abbaubare organische Verbindungen (Glukose, Natriumacetat, Essigsäure, Glycerin, Pepton) verwendet. Die hauptsächliche N-Quelle war das Ammoniumchlorid. Eine geringe Menge an organisch gebundenem Stickstoff wurde in Form von Pepton zugegeben. Auf eine höhere Konzentration an org-N wurde verzichtet, da am Zulauf der kommunalen Kläranlagen der Stickstoff häufig vor allem in Form von NH_4^+ -N vorliegt [BEH-98].

Das molare C:N:P-Verhältnis des synthetischen Abwassers näherte sich dem des kommunalen Abwassers (100:20:5 [BEV-02]) während der Versuchsreihen „niedrige und mittlere NH_4^+ -N-Belastung“ mit 100:15:3 bzw. 100:12:3 an. Die Versuchsreihe „hohe NH_4^+ -N-Belastung“ wurde bei einem N- und P-Überschuss (100: 38:13) durchgeführt.

Um die bei der Nitrifikation gebildete Säure zu neutralisieren, wurde entsprechend der Gleichung (16) Natriumhydrogenkarbonat zum Modellabwasser zugegeben.



Der für den Biomasseaufbau notwendige Phosphor wurde mit dem Natriumdihydrogenphosphatdihydrat zur Verfügung gestellt.

Während der beiden „Salz-Versuche“ wurde NaCl in Konzentration von 10 g/l (6 gCl/l bzw. 0,17 molCl/l) und 20 g/l (12 gCl/l bzw. 0,34 molCl/l) zum Modellabwasser zugegeben.

Als Medium für das synthetische Abwasser wurde Leitungswasser aus dem Versorgungsgebiet Merseburg verwendet (s. Tabelle 15).

Tabelle 14. Zusammensetzung des Modellabwassers

Abwasser-Substanz	Konzentration der Abwasser-Substanzen		
	„niedrige NH_4^+ -N-Belastung“	„mittlere NH_4^+ -N-Belastung“	„hohe NH_4^+ -N-Belastung“
Natriumacetat	0,4 g/l	1,2 g/l	1,2 g/l
Glukose	0,6 g/l	1,8 g/l	1,8 g/l
Pepton aus Fleisch	0,03 g/l	0,09 g/l	0,09 g/l
Essigsäure	0,1 ml/l	0,3 ml/l	0,3 ml/l
Glycerin	0,1 ml/l	0,3 ml/l	0,3 ml/l
Ammoniumchlorid	0,2 g/l	0,6 g/l	1,9 g/l
Natriumdihydrogenphosphatdihydrat	0,06 g/l	0,17 g/l	0,83 g/l
Natriumhydrogenkarbonat	0,4 g/l	1,2 g/l	3,0 g/l
C:N:P-Verhältnis (molar)	100:15:3	100:12:3	100:38:13

Tabelle 15. Mittlere Zusammensetzung des Leitungswassers aus dem Versorgungsgebiet Merseburg nach Angaben der Wasserversorgungsgesellschaft in Mitteldeutschland mbH [MID-05]

Ionen	Konzentration mg/l	Ionen	Konzentration mg/l
Calcium	51	Nitrat	4
Magnesium	6	Fluorid	0,11
Natrium	13	Chlorid	23
Kalium	2	Sulfat	80

3.7.2 Osmotischer Druck der anorganischen Salze im Modellabwasser

Unter Berücksichtigung der Konzentration an gelösten anorganischen Salzen wurde der osmotische Druck, der durch das Modellabwasser (s. Tabelle 16) über den Zellen im Reaktor ausgeübt wurde, entsprechend der Gleichung 17 kalkuliert [MOO-86].

$$\Pi = i \cdot c \cdot R \cdot T \quad (17)$$

Π :	osmotischer Druck	bar
i :	van 't Hoff-Faktor	
c :	molare Konzentration	mol/l
R :	universelle Gaskonstante (0,083)	bar.l/mol.K
T :	Temperatur	K

Bei der Berechnung des osmotischen Druckes wurde die Konzentration folgender anorganischen Salze synthetischen Abwasser berücksichtigt: NH_4Cl (1,9 g/l), NaHCO_3 (3 g/l), $\text{NaH}_2\text{PO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ (0,83 g/l) und NaCl (10 oder 20 g/l während der „Salz-Versuche“). Der van 't Hoff-Faktor beträgt für alle Salze 2, da diese binäre Elektrolyte sind. In der Tabelle 16 ist der ermittelte osmotische Druck in Abhängigkeit von der Temperatur und der Konzentration der jeweiligen gelösten Salze im Modellabwasser zusammengestellt.

Tabelle 16. Berechneter osmotischer Druck des synthetischen Abwassers in Abhängigkeit von der Temperatur und der NaCl -Konzentration unter Berücksichtigung der Salze NH_4Cl ($c= 1,9$ g/l), NaHCO_3 ($c= 3$ g/l) und $\text{NaH}_2\text{PO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ($c= 0,83$ g/l)

Temperatur	kalkulierter osmotischer Druck des synthetischen Abwassers in bar, Versuchsreihe „hohe NH_4^+ -N-Belastung“		
	ohne NaCl -Zugabe	10 g/l NaCl	20 g/l NaCl
5 °C	3,5	11,4	19,3
15 °C	3,7	11,8	20,0
25 °C	3,8	12,2	20,7
35 °C	3,9	12,7	21,4

3.7.3 Volumenströme

Das Abwasser wurde mittels einer Schlauchpumpe den getauchten Festbett-Reaktoren zudosiert. Mittels täglichen Kontrollen (Auslitern der Zulaufmenge für eine Stunde) wurde sichergestellt, dass allen Reaktoren der gleiche Abwasservolumenstrom zufluss. Beim Auftreten von Abweichungen wurden unmittelbar Maßnahmen ergriffen, wie z.B. Durchspülen der Schläuche, Wechsel von gerissenen Schläuchen etc.

In der Tabelle 17 sind die Abwasservolumenströme und die entsprechenden hydraulischen Verweilzeiten im getauchten Festbett-Reaktor während der unterschiedlichen Versuchsreihen aufgeführt. Zunächst wurde eine längere Verweilzeit (62 und 41 Stunden) vorgesehen, sodass diese keinen limitierenden Faktor für den Reinigungsprozess darstellt. In späteren Versuchsphasen wurde die Verweilzeit um die Hälfte reduziert. Es wurde dabei beobachtet, ob die verringerte Verweilzeit eine Auswirkung auf die Abbauleistung der Biozönose ausübt.

Tabelle 17. Volumenstrom des Modellabwassers und hydraulische Verweilzeit im getauchten Festbett-Reaktor

Versuchsreihe	Volumenstrom \dot{V}_s , l/h	hydraulische Verweilzeit im Reaktor* t_v , h
„niedrige NH_4^+ -N-Belastung“	Modellabwasser 0,13	62
„mittlere NH_4^+ -N-Belastung“	Modellabwasser 0,22	41
„hohe NH_4^+ -N-Belastung“ - salzfreier Versuch 1, - 20 g/l NaCl-Versuch 1	Modellabwasser 0,22	41
„hohe NH_4^+ -N-Belastung“ - salzfreier Versuch 1+2, - 10 g/l NaCl-Versuch 1+2	Modellabwasser 0,22 Leitungswasser 0,22	20,5

*Die berechnete hydraulische Verweilzeit ist bezogen auf Reaktor 1. Bei der Kaskadenbauweise (Reaktoren 1+2) beträgt diese 41 h, bezogen auf der Gesamtkaskade.

3.8 Probenahme- und vorbereitung

Die Zulauf-Proben wurden direkt aus dem Zulauf der Anlage genommen. Die Ablauf-Proben wurden von dem Ablauf des jeweiligen Reaktors (s. Bild 4) bzw. von dem Ablauf des Reaktors 2 bei der Kaskadenbauweise (Reaktor 1+2) gesammelt. Die Proben von dem Ablauf des Reaktors 1 wurden von dem Verbindungsschlauch zwischen den beiden Reaktoren genommen. Alle Ablauf-Proben entsprachen einer 1-Stunden-Mischprobe. Während der Versuchsreihen „niedrige und mittlere NH_4^+ -N-Belastung“ wurden die Proben homogenisiert und anschließend in 10 ml-Reagenzgläsern für 15 Minuten bei 4000 Umdrehungen/Minute mit der Laborzentrifuge Z 230A der Fa. Hermle zentrifugiert. Die DOC-, CBS-, Ammonium-, Nitrat- und Nitrit-Bestimmungen wurden mit der klaren Wasserphase durchgeführt. Der Rückstand wurde zur Bestimmung der Trockensubstanz und des Proteingehaltes benutzt.

Die Vorbereitung der Proben mit dieser Verfahrensweise erwies sich als sehr zeitaufwendig, weshalb später eine effizientere Methode ausgewählt wurde. Im Verlauf der Versuchsreihe „hohe NH_4^+ -N-Belastung“ wurden die Proben homogenisiert und anschließend filtriert. Die Druckfiltration erfolgte mit Glasfaser-Vorfilter und Membranfilter (Porendurchmesser

0,45 µm). Das Probevolumen betrug 0,5 Liter. Qualitätsunterschiede bei der Trennung der Wasser- von der Feststoffphase wurden mit den beiden Methoden nicht festgestellt.

3.9 Analytische Methoden

3.9.1 DOC (gelöster organisch gebundener Kohlenstoff)

Im Rahmen der vorliegenden Arbeit wurde nur der gelöste organisch gebundene Kohlenstoff (DOC) bestimmt. Die DOC-Konzentration wurde entsprechend DIN EN 1484 mit Hilfe des Analysators TOC 5050 der Firma Shimadzu bestimmt. Das Analysegerät ermittelt in einem ersten Arbeitsschritt den gesamten gelösten Kohlenstoffgehalt (TDC-Total Dissolved Carbon). Dazu wird ein Teil der Probe in ein mit einem Platinkatalysator gefülltes und auf 680 °C aufgeheiztes Verbrennungsrohr gesaugt. Dort wird der in der Probe enthaltene Kohlenstoff in einem Sauerstoffstrom vollständig zu CO₂ verbrannt. Der CO₂-Gehalt im entstehenden Abgas wird mit einem NDIR-Detektor (NDIR-nicht dispersive Infrarot Absorption) ermittelt. Der Detektor erzeugt bei der Messung ein analoges Signal, welches zu einem Peak-Ausschlag führt. Die Fläche des Peaks ist proportional der Konzentration des gesamten gelösten Kohlenstoffs in der Probe und wird durch einen Computer errechnet.

Im zweiten Arbeitsschritt erfolgt die Bestimmung des Anteils an gelöstem anorganischem Kohlenstoff (IC-Inorganic Carbon in gelöster Form), der sich im Wesentlichen aus der Summe der Carbonate (CO₃²⁻) und Hydrogencarbonate (HCO₃⁻) zusammensetzt. Die Probe wird mittels Phosphorsäure auf pH= 3 angesäuert, sodass sich das Säure-Base-Gleichgewicht zum CO₂ verschiebt. Die durch Strippung ausgetriebene CO₂-Menge wird wiederum durch einen NDIR-Detektor erfasst. Mit der Differenzbildung von TDC und IC (in gelöster Form) erhält man die DOC-Konzentration der Probe.

3.9.2 Gelöster CSB (Chemischer Sauerstoffbedarf)

Die Bestimmung der Konzentration an gelöstem CSB erfolgte nach DIN 38409/H41/1, wenn das Abwasser kein NaCl enthielt. Die Probe wurde mit dem Oxidationsmittel K₂Cr₂O₇ im Überschuss und dem Katalysator Silbersulfat in stark schwefelsaurer Lösung erhitzt. Die bei der Oxidation nicht verbrauchten Dichromat-Ionen wurden mit Eisen(II)-Ionen titrimetrisch bestimmt. Enthielt die Probe eine Cl⁻-Konzentration > 1 g/l, wurde das Verfahren DIN 38409/H41/2 angewendet. In diesem Fall fand zunächst eine Austreibung der Cl⁻ mit Schwefelsäure als Chlorwasserstoff durch einen mit Calciumhydroxid gefüllten Chlorwasserstoff-Absorber statt. Nachdem eine Cl⁻-Konzentration von ≤ 1 g/l erreicht wurde, wurde die Probe, wie bei der DIN 38409/H41/1, weiterbehandelt. Die Cl⁻-Bestimmung erfolgte mittels coulometrischer Titration mit dem Chloridanalysator 926 der Fa. Corning.

Bei der Ermittlung der CSB-Konzentration wurde der CSB, der durch die Oxidation von den in der Probe vorhandenen Nitrit-Ionen bedingt war, entsprechend der Gleichung 18 berechnet und von dem gemessenen CSB-Gehalt abgezogen.



In der vorliegenden Arbeit wurde die Bestimmung der DOC-Konzentration aus Umweltschutz-, Sicherheits- und Kostengründen als maßgebend für den C-Abbau bevorzugt. c(CSB)gelöst wurde nur während der Versuchsreihe „hohe NH_4^+ -N-Belastung“ (auch während des Versuches 10 g/l NaCl) am Ablauf des Reaktors 1 gemessen.

3.9.3 Spektrophotometrische Messungen

Die spektrophotometrischen Messungen wurden mit dem Spektrophotometer C-2000 der Fa. Hitachi durchgeführt.

Ammonium-Ionen

Der Gehalt an NH_4^+ wurde mit Nessler-Reagenz photometrisch bestimmt. In stark alkalischer Lösung bildet NH_4^+ mit Nessler-Reagenz ein gelb gefärbtes Quecksilbersalz der Millonschen Base ($[\text{NHg}_2]\text{OH} \cdot 2\text{H}_2\text{O}$). Die Messung der Extinktion erfolgte bei 425 nm [HÖL-86].

Nitrit-Ionen

Der Gehalt an Nitrit-Ionen wurde photometrisch, in Anlehnung an DIN EN 26777, ermittelt. Das in der Analyseprobe enthaltene Nitrit reagiert mit 4-Aminobenzosulfonamid in Gegenwart von Orthophosphorsäure zu einem Diazoniumsalz, das mit dem gleichzeitig zugesetzten N-(1-Naphthyl)-1,2-diaminoethan-Dihydrochlorid einen rosa Farbstoff bildet. Die Messung der Extinktion wurde bei 540 nm durchgeführt.

Nitrat-Ionen

Der Gehalt an Nitrat-Ionen wurde photometrisch, in Anlehnung an DIN 38405/D9/1, bestimmt. Nitrat-Ionen reagieren in schwefel- und phosphorsaurer Lösung mit 2,6-Dimethylphenol zu 4-Nitro-2,6-Dimethylphenol. Die Messung der Extinktion erfolgte bei 324 nm.

Kjeldahl-Stickstoff

Die Bestimmung des Kjeldahl-Stickstoffs erfolgte in Anlehnung an DIN EN 25663/H11. Die Analyseprobe wurde mit Schwefelsäure und einem Katalysator versetzt. Unter Erwärmung erfolgte ein Aufschluss der Probe, wobei sich Ammoniumsulfat bildete. Die Freisetzung von Ammoniak aus dem Ammoniumsulfat erfolgte nach der Zugabe von Natronlauge und Destillation in Borsäure-Indikator-Lösung. Zur Bestimmung der Ammonium-Ionen im Destillat wurde eine Titration gegen Schwefelsäure durchgeführt.

Die Methode zur Bestimmung des Kjeldahl-Stickstoffs erwies sich als ungeeignet für Proben mit hohem NaCl-Gehalt (ab 10 g/l).

Suspendiertes Protein

Der Proteingehalt wurde in Anlehnung an das Lowry-Verfahren bestimmt. Die Methode beruht auf der Bildung von Komplexverbindungen zwischen dem Protein und einer alkalischen Cu^{2+} -Reagenz. Die mit dem Cu^{2+} -komplexierten Proteine sind in der Lage das Folin-Ciocalteu's-Phenol-Reagenz zu reduzieren. Bei der Reduktion erfährt das Folin-Reagenz einen Farbumschlag von gelb nach blau. Die Messung der Extinktion fand bei 740 nm statt [LOW-51].

Der Stickstoff, der in der suspendierten Biomasse gebunden wurde (auch inkorporierter in der Biomasse Stickstoff oder org-N genannt), wurde in den Ablaufproben entsprechend der Annahme, dass der Proteingehalt der Biomasse zu 16 Gew.-% aus Stickstoff besteht, berechnet [CHR-05].

Das am Zulauf der Versuchsanlage zugegebene Pepton aus Fleisch enthielt nach Angaben des Herstellers, Fa. Merck, 11 Gew.-% Stickstoff. Demnach wurde der organisch gebundene Stickstoff im Modellabwasser (org-N am Zulauf) berechnet (s. Tabellen 10 und 13).

3.9.4 Trockensubstanz (TS)

- Suspendierte TS

Die suspendierte TS wurde zunächst (Versuchsreihen „niedrige und mittlere NH_4^+ -N-Belastung“) mittels Zentrifugieren der homogenisierten Proben (s. Kapitel 3.8) bestimmt. Der Rückstand in den Reagenzgläsern wurde bei 105 °C bis zum konstanten Gewicht getrocknet und anschließend abgewogen.

Später, während der Versuchsreihe „hohe NH_4^+ -N-Belastung“, wurde die TS nach DIN EN 872 bestimmt. Für die Messung wurden 500 ml Ablaufprobe genommen, in der durch Filtrieren und Trocknen der Biomasse bei 105 °C bis zum konstanten Gewicht die Konzentration an suspendierter TS ermittelt wird. Die Proben wurden mit dem Druckfilter-Verfahren durch Kombination von Glasfaser- und Membranfilter (Porendurchmesser 0,45 μ) filtriert. Qualitätsunterschiede wurden bei der TS-Bestimmung mit den beiden verwendeten Methoden nicht festgestellt.

- Immobilisierte TS

Für die Ermittlung der immobilisierten TS wurde der Biofilm von zwei Platten entfernt, bei 105 °C bis zum konstanten Gewicht getrocknet und anschließend abgewogen. Die Bestimmung der immobilisierten Biomasse wurde am Ende jeder Versuchsreihe durchgeführt.

3.10 Berechnung der Umsatzgeschwindigkeiten

Auf der Grundlage der festgestellten Konzentrationen wurden die DOC-, CSB-, NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeiten und die NO_2^- -N- und NO_3^- -N- Bildungsgeschwindigkeiten ermittelt. Die Berechnung der Geschwindigkeiten erfolgte nach den Gleichungen 19 und 20.

- Berechnung der oberflächenspezifischen Abbaugeschwindigkeiten:

$$r_A(\text{DOC}, \text{CSB}, \text{NH}_4^+ - \text{N}) = \frac{[c^{\text{Zu}} - c^{\text{Ab}}] \cdot \dot{V}_S}{A_{\text{Fb}}}, \quad (19)$$

- Berechnung der oberflächenspezifischen Bildungsgeschwindigkeiten:

$$r_A(\text{NO}_2^- - \text{N}, \text{NO}_3^- - \text{N}) = \frac{[c^{\text{Ab}} - c^{\text{Zu}}] \cdot \dot{V}_S}{A_{\text{Fb}}}, \quad (20)$$

$r_A(\text{DOC})$:	DOC-Abbaugeschwindigkeit	$\text{g/m}^2 \cdot \text{d}$
$r_A(\text{CSB})$:	CSB-Abbaugeschwindigkeit	$\text{g/m}^2 \cdot \text{d}$
$r_A(\text{NH}_4^+ - \text{N})$:	NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit	$\text{g/m}^2 \cdot \text{d}$
$r_A(\text{NO}_2^- - \text{N})$:	NO_2^- -N-Bildungsgeschwindigkeit	$\text{g/m}^2 \cdot \text{d}$
$r_A(\text{NO}_3^- - \text{N})$:	NO_3^- -N-Bildungsgeschwindigkeit	$\text{g/m}^2 \cdot \text{d}$
c^{Zu} :	Substratkonzentration am Zulauf	g/l
c^{Ab} :	Substratkonzentration am Ablauf	g/l
A_{Fb} :	Gesamtfläche des getauchten Festbett-Reaktors	m^2
\dot{V}_S :	Substratvolumenstrom	l/d

Mit der regelmäßigen Bestimmung des Ablaufvolumenstromes durch Auslitern wurde sichergestellt, dass bei den ausgewählten Verweilzeiten (bis zu 62 h) keine Verdampfungsverluste bei 25 und 35 °C entstanden. Das wurde mit der Abdeckung der Reaktoren gewährleistet (s. Kapitel 3.15.2).

3.11 Bilanz des N-Umsatzes

Da der eliminierte Stickstoff mit analytischen Methoden nicht erfasst werden konnte, wurde sein Anteil über eine Bilanz des N-Umsatzes, kurz N-Bilanz benannt, berechnet. Die N-Bilanz wurde ermittelt, als sich das getauchte Festbett-System bei den verschiedenen Betriebszuständen im „Gleichgewichtszustand“ befand. Es wurde davon ausgegangen, dass sich die Biofilmbildung und die Biofilmentfernung auch in einem Gleichgewicht befinden. Deshalb wurde für die Bilanz des N-Umsatzes nur der Anteil des in der suspendierten Biomasse gebundenen Stickstoffs betrachtet. Der in der suspendierten Biomasse gebundene Stickstoff (auch inkorporierter in der Biomasse Stickstoff oder org-N genannt) wurde entsprechend der Annahme, dass der Proteingehalt in der suspendierten Biomasse zu 16 Gew.-% aus Stickstoff besteht [CHR-05], berechnet (s. Kapitel 3.9.3). Für die Bilanz des N-Umsatzes wurde auf die Benutzung der Kjeldahl-N-Konzentrationswerte verzichtet, da diese

nur für ein geringen Teil der Versuchsreihe „hohe NH_4^+ -N-Belastung“ zur Verfügung standen.

Die N-Bilanz wurde zum einen für den ersten Reaktor der Kaskade und zum anderen für die gesamte Kaskade (Reaktoren 1+2) erstellt. Diese bezog sich auf die jeweiligen Massenströme (\dot{m} in g/d) am Zu- und Ablauf der Reaktoren.

Die Ergebnisse werden prozentual als Umsatzgrad dargestellt. Um diese Umsatzgrade zu berechnen wurden die Gleichungen 21-23 verwendet:

- Berechnung des NH_4^+ -N-Abbaugrades (in %):

$$E(\text{NH}_4^+ - \text{N}) = \frac{\dot{m}^{\text{Zu}}(\text{NH}_4^+ - \text{N}) - \dot{m}^{\text{Ab}}(\text{NH}_4^+ - \text{N})}{\dot{m}^{\text{Zu}}(\text{NH}_4^+ - \text{N}) + \dot{m}^{\text{Zu}}(\text{NO}_2^- - \text{N}) + \dot{m}^{\text{Zu}}(\text{NO}_3^- - \text{N}) + \dot{m}^{\text{Zu}}(\text{org} - \text{N})} \cdot 100, \quad (21)$$

- Berechnung des NO_2^- -N- und NO_3^- -N-Bildungsgrades und des Bildungsgrades von Stickstoff gebunden in der suspendierten Biomasse (in %):

$$E(\text{NO}_2^- - \text{N}) \text{ bzw. } E(\text{NO}_3^- - \text{N}) \text{ bzw. } E(\text{org} - \text{N}) = \frac{\dot{m}^{\text{Ab}}(\text{NO}_2^- - \text{N}, \text{NO}_3^- - \text{N}, \text{org} - \text{N})}{\dot{m}^{\text{Zu}}(\text{NH}_4^+ - \text{N}) + \dot{m}^{\text{Zu}}(\text{NO}_2^- - \text{N}) + \dot{m}^{\text{Zu}}(\text{NO}_3^- - \text{N}) + \dot{m}^{\text{Zu}}(\text{org} - \text{N})} \cdot 100 \quad (22)$$

- Berechnung des eliminierten Stickstoffs (in %):

$$e_{\text{lim-N}} = E(\text{NH}_4^+ - \text{N}) - [E(\text{NO}_2^- - \text{N}) + E(\text{NO}_3^- - \text{N}) + E(\text{org} - \text{N})], \quad (23)$$

wobei unter elim-N zum einen die gasförmigen N-Verbindungen bzw. N_2 und zum anderen vermutlich der im behandelten Abwasser verbleibende Anteil des gelösten organisch gebundenen Stickstoffs zu verstehen ist. Dieser konnte aber analytisch nicht erfasst werden.

$e_{\text{lim-N}}$:	der eliminierte Stickstoff	%
$E(\text{NH}_4^+ - \text{N})$:	Abbaugrad von NH_4^+ -N	%
$E(\text{NO}_2^- - \text{N})$:	Bildungsgrad von NO_2^- -N	%
$E(\text{NO}_3^- - \text{N})$:	Bildungsgrad von NO_3^- -N	%
$E(\text{org} - \text{N})$:	Bildungsgrad von Stickstoff gebunden in der suspendierten Biomasse	%
$\dot{m}^{\text{Zu}}(\text{NH}_4^+ - \text{N})$:	NH_4^+ -N-Massenstrom am Zulauf	g/d
$\dot{m}^{\text{Zu}}(\text{NO}_2^- - \text{N})$:	NO_2^- -N-Massenstrom am Zulauf	g/d
$\dot{m}^{\text{Zu}}(\text{NO}_3^- - \text{N})$:	NO_3^- -N-Massenstrom am Zulauf	g/d
$\dot{m}^{\text{Zu}}(\text{org} - \text{N})$:	Massenstrom des organisch gebundenen N am Zulauf, berechnet als 11 Gew.-% von dem zugegebenen Pepton	g/d
$\dot{m}^{\text{Ab}}(\text{NH}_4^+ - \text{N})$:	NH_4^+ -N-Massenstrom am Ablauf	g/d

$\dot{m}^{Ab}(NO_2^- - N)$:	NO ₂ ⁻ -N-Massenstrom am Ablauf	g/d
$\dot{m}^{Ab}(NO_3^- - N)$:	NO ₃ ⁻ -N-Massenstrom am Ablauf	g/d
$\dot{m}^{Ab}(org - N)$:	Massenstrom des in der suspendierten Biomasse gebundenen N (inkorporiert in der Biomasse N) am Ablauf, berechnet als 16 Gew.-% von dem suspendierten Protein	g/d
$\dot{m}(elim - N)$:	Massenstrom des eliminierten Stickstoffs	g/d

Bei der Ermittlung der N-Bilanz wurden die Ausreißer-Werte mit dem Q-Test nach Dixon [SAC-91] identifiziert und aus weiteren Betrachtungen ausgeschlossen.

3.12 Lichtmikroskopische Untersuchung

Gram- und Neisser-Färbung wurden zur Charakterisierung der Bakterien im Biofilm der getauchten Festbett-Reaktoren nach den Standardprozeduren eingesetzt [EIK-92]. Weiterhin wurden lebendige Präparate regelmäßig unter dem Mikroskop untersucht, die teilweise auch mit Kristallviolett eingefärbt wurden (s. Anhang, Lichtmikroskopische Aufnahmen).

Die Mikroskopie wurde mit dem Durchlichtmikroskop „Axiolab“ der Fa. Zeiss in Zusammenarbeit mit Herrn Kai Büsching am Fachbereich für Ingenieur- und Naturwissenschaften (Chemie- und Umwelttechnik) der Hochschule Merseburg durchgeführt.

3.13 FISH (Fluoreszenz In Situ Hybridisierung)

Die FISH-Methode wurde nach dem Standard-FISH-Protokoll [WAG-04] realisiert. Die bei der FISH-Untersuchung verwendeten Oligonukleotid-Proben (Sonden) sind in der Tabelle 18 dargestellt. Die gesuchten Mikroorganismen und die entsprechende Konzentration des Formamids (FA) im Hybridisierungspuffer sind ebenso in der Tabelle 18 angegeben.

Die FISH-Untersuchung umfasst die folgenden Schritte: Probenahme, Fixierung, Hybridisierung, Waschen und Mikroskopieren.

Tabelle 18. Verwendeten Sonden für die FISH-Untersuchung

Oligonukleotid-Probe (Sonde)	zu identifizierende Bakterien	FA-Konzentration Vol.-%, [WAG-04]
EUB338 (II-III)	die meisten Bakterien	5 bis 55 möglich
Nso190 / Nso1225	Ammonium-Oxidierer von <i>β-Proteobacteria</i>	55 / 35
Nsm156	<i>Nitrosomonas spp.</i> , <i>Nitrosococcus mobilis</i>	5
NEU	die meisten halophylen und halotoleranten <i>Nitrosomonas spp.</i>	40
NSV443	<i>Nitrospira spp.</i>	30
Ntspa1026 / Ntspa662	<i>Nitrospira moscoviensis</i> / <i>Nitrospira spp.</i>	20 / 35
NB1000 / NIT3	<i>Nitrobacter spp.</i>	10 / 35
Amx1900 / Amx820	ANAMMOX-Bakterien: <i>Cand. 'Brocadia anammoxidans'</i> und <i>Cand. 'Kuenenia stuttgartiensis'</i>	30 / 40

3.13.1 Probenahme

Mit der FISH-Methode wurden Proben aus den beiden Reaktoren jeder Kaskade während der Versuchsreihe „hohe NH_4^+ -N-Belastung“ untersucht. Während des NaCl-freien Versuches wurden Proben von dem Biofilm und von der suspendierten Biomasse genommen. Während der Versuche mit NaCl-Zugabe wurden nur Biofilm-Proben untersucht. Die Probenahme erfolgte, wenn im Reaktor ein „Gleichgewichtszustand“ (s. Kapitel 3.12) erreicht wurde.

Es wurden ebenso einzelne Proben während der Versuchsreihe „niedrige NH_4^+ -N-Belastung“ mit der FISH-Methode untersucht. Aufgrund von begrenzten Möglichkeiten konnten nicht alle in der Tabelle 18 genannten Sonden eingesetzt werden. Während der Versuchsreihe „mittlere NH_4^+ -N-Belastung“ wurde aus dem gleichen Grund auf die FISH-Untersuchung ganz verzichtet.

3.13.2 Fixierung

Die für die Fixierung verwendeten Lösungen sind nachfolgend aufgeführt:

- Phosphat Buffer oder PB (Phosphat-Puffer):

1,38 g $\text{NaH}_2\text{PO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$ und 1,78 g $\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ wurden in jeweils 50 ml destilliertes H_2O gelöst. Der pH-Wert der zweiten Lösung war mit der ersten auf 7,2-7,4 einzupassen.

- 1 x Phosphat Buffer Saline oder 1xPBS (Phosphat-Salz-Puffer)

5 ml PB wurden zusammen mit 0,76 g NaCl in 100 ml destilliertes H_2O gemischt. Der pH-Wert der Lösung war mit NaOH auf 7,2-7,4 anzupassen.

- 3 x Phosphat Buffer Saline oder 3xPBS (Phosphat-Salz-Puffer)

15 ml PB wurden zusammen mit 2,28 g NaCl in 100 ml destilliertes H_2O gemischt. Der pH-Wert der Lösung war mit NaOH auf 7,2-7,4 anzupassen.

- Paraformaldehyd (PFA)

Für 50 ml PFA wurden 33 ml destilliertes H_2O bis auf 65 °C erhitzt. Bei ununterbrochener Durchmischung wurden 2 g PFA zugegeben. NaOH wird tropfenweise zugeführt, bis sich das PFA vollständig gelöst hat. Danach wurden 16,6 ml 3xPBS zugegeben. Der pH-Wert sollte gegebenenfalls mit HCl auf 7,2-7,4 angepasst werden. Nach Abkühlung der PFA-Lösung wurde diese durch einen Spritzenfilter (Porendurchmesser= 0,2 μm) filtriert.

Für die Fixierung wurden 0,3 ml der Probe mit 0,9 PFA (eiskalt) versetzt. Nach einer Inkubationszeit von 4-5 Stunden bei 4 °C wurden die Proben für 5 Minuten bei 15000 Umdrehungen pro Minute mit der Biofuge 15 der Fa. Heraeus Sepatech zentrifugiert. Der Überstand wurde abgeschüttet und die Biomasse mit 1 ml eiskaltem 1xPBS versetzt. Das Zentrifugieren (5 Minuten mit 15000 Umdrehungen pro Minute) wurde dreimal wiederholt,

wobei jedes Mal der Überstand gewechselt wurde. Nach dem letzten Zentrifugieren und Abschütten wurde die Probe mit 0,1 ml eiskaltem 1xPBS und 0,1 ml eiskaltem 96 %-Ethanol gemischt. Die Proben wurden bei -20 °C gelagert.

3.13.3 Hybridisierung

10 µl von der Probe wurden auf das Trägerglas (Slide) aufgetragen. Um eine Dehydratierung zu erreichen, wurden die Slides für 10-15 Minuten bei 46 °C getrocknet und dann in 50, 80 und 96 % Ethanollösung für jeweils drei Minuten behandelt. Die Slides wurden mit Druckluft vorsichtig getrocknet und anschließend mit 10 µl von der Oligonukleotid -Probe und 10 µl Hybridisierungspuffer (180 µl 5 M NaCl, 20 µl 1 M Tris-Puffer, FA, s. Angaben in der Tabelle 18, doppelt destilliertes Wasser, variierend je nach FA-Konzentration, und 1 µl 10 % Natriumdodezylsulfat) hybridisiert. Die Hybridisierung erfolgte für 2 Stunden bei 46 °C.

3.13.4 Waschen

Nach der Hybridisierung wurden die Proben für 10-15 Minuten im Wasserbad bei 48 °C mit Waschpuffer (1 ml 1 M Tris-Puffer, 5 M NaCl und 0,5 Mol EDTA, variierend je nach FA-Konzentration in dem Hybridisierungspuffer, und doppelt destilliertes Wasser aufgefüllt bis 50 ml) behandelt. Nach dem Waschschrift wurden die Proben kurz mit doppelt destilliertem H₂O ausgespült und dann sofort mittels Druckluft getrocknet.

3.13.5 Mikroskopie

Die Proben wurden mit dem Epifluoreszenzmikroskop „Axioskop“ der Fa. Zeiss bei einer 1000-fachen Vergrößerung mikroskopiert. Die verwendeten Filter waren: „Zeiss 09“, „Zeiss 02“ und „Zeiss 15“ für die benutzten Fluorochrome Cy3, FITC, DAPI.

Beim Mikroskopieren stellte sich heraus, dass die Bakterien in den Biofilm-Proben in flockenähnlichen kompakten Konsortien gebunden waren. Eine Quantifizierung war unter diesen Bedingungen nicht möglich. Um die Zell- bzw. Kolonienzahl der Zielbakterien zu bestimmen, mussten die bakteriellen Gruppierungen zunächst möglichst vollständig zerstört werden. Aus diesem Grund wurden die Proben vor dem Fixierungsschritt mechanisch behandelt. Zwei Möglichkeiten wurden dabei geprüft: durch Zerkleinern der Flocken mit einem Stäbchen und durch mehrfaches Saugen und Auslassen der wässrigen Probe mit einer Pipette. Beide Methoden führten zu keiner hinreichenden Destruktion der bakteriellen Konsortien, sodass eine direkte Zählung nicht realisiert werden konnte. Immerhin war unter diesen Bedingungen eine Quasi-Quantifizierung der Bakterien möglich. Dabei wurden die in der Tabelle 19 dargestellten halbquantitativen Bezeichnungen für die Bakterienhäufigkeit bzw. das Signal in einer Probe verwendet.

Tabelle 19. Bakterienhäufigkeit in den mit der FISH-Methode untersuchten Proben

Häufigkeit	Signal	Symbol
0 Zellen bzw. Kolonien	kein	-
< 5 Zellen bzw. Kolonien	gering	+
5-10 Zellen bzw. Kolonien	mäßig	++
> 10 Zellen bzw. Kolonien	stark	+++

Die FISH-Untersuchungen wurden in Zusammenarbeit mit Herrn Dr. Uwe Kappelmeyer an dem Department Bioremediation des Helmholtz Zentrums für Umweltforschung (UFZ) in Leipzig durchgeführt.

3.14 Atmungsaktivität

3.14.1 *In-situ*-Atmungsaktivität

Die *In-situ*-Atmungsaktivität wurde unter laufenden Versuchsbedingungen im getauchten Festbettreaktor bestimmt. Der Luftvolumenstrom wurde um so viel erhöht, dass nach wenigen Minuten im Reaktor eine Sauerstoff-Konzentration von 6-7 mg/l erreicht war. Danach wurde die Belüftung ausgeschaltet. Mittels Elektrode wurde Online die Abnahme des Sauerstoff-Gehaltes aufgenommen. Bild 7 veranschaulicht beispielhaft eine Sauerstoff-Konzentrationsabnahme während der Bestimmung der *In-situ*-Atmungsaktivität im getauchten Festbett-Reaktor. Dabei blieben die Zulaufbedingungen im Vergleich zum „Normalbetrieb“ unverändert. Die Sauerstoff-Konzentrationsaufnahme zur Bestimmung der *In-situ*-Atmungsaktivität dauerte 10 bis maximal 15 Minuten.

Die Sauerstoff-Gehaltsmessungen wurden mit dem HQ10 Hach Portable LDO™ der Fa. Dr. Bruno Lange durchgeführt.

Für einen repräsentativen Abschnitt der Sauerstoff-Konzentrationsabnahmekurve wurde die flächenspezifische *In-situ*-Atmungsaktivität bestimmt (s. Gleichung 24). Der repräsentative Abschnitt widerspiegelte die längste Strecke, über die die Sauerstoff-Konzentration gleichmäßig abnahm. Sollten bei einer Messung zwei repräsentative Abschnitte auftreten, wurde die Atmungsaktivität für beide Abschnitte separat ermittelt und als Mittelwert dargestellt.

$$r_A(O)_{In-situ} = \frac{\Delta c(O)}{\Delta t} \cdot \frac{V_{Fb}}{A_{Fb}} \quad (24)$$

$r_A(O)_{In-situ}$:	<i>In-situ</i> -Atmungsaktivität	$g/m^2 \cdot d$
$c(O)$:	Sauerstoff-Konzentration	g/l
t :	Zeit	d
V_{Fb} :	freies Volumen des getauchten Festbett-Reaktors	l
A_{Fb} :	Fläche des getauchten Festbett-Reaktors	m^2

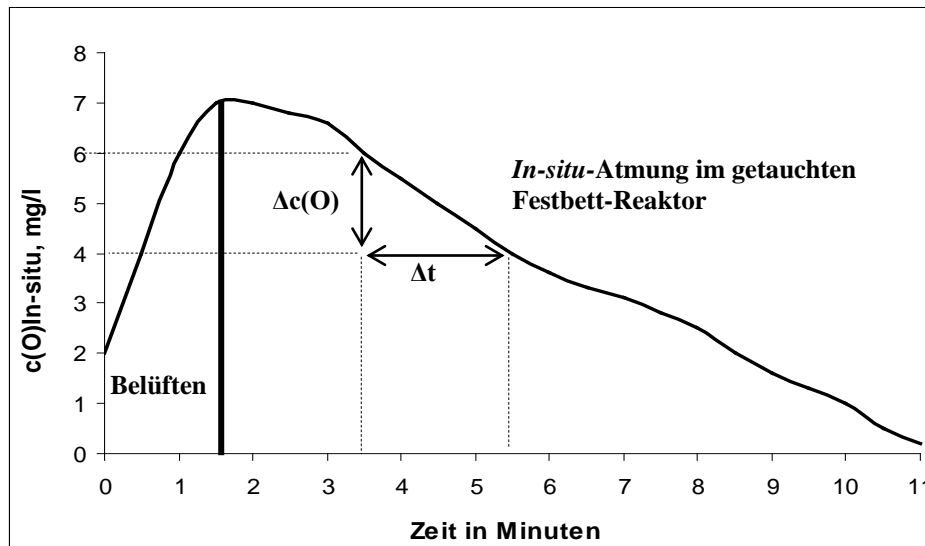


Bild 7. Beispielhafte Sauerstoff-Konzentrationsabnahme während der Bestimmung der *In-situ*-Atmungsaktivität im getauchten Festbett-Reaktor bei unveränderten Zulaufbedingungen.

Für das in dem Bild 7 aufgeführte Beispiel, wird die *In-situ*-Atmungsaktivität wie folgt berechnet:

$$r_A(O)_{In-situ} = \frac{6-4}{5,5-3,5} \cdot \frac{9}{1,5} = 6 \text{ mg/m}^2 \cdot \text{min} = 8,64 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$$

3.14.2 *Ex-situ*-Atmungsaktivität

Unter *Ex-situ*-Bedingungen (außerhalb des Festbett-Reaktors) wurde so wohl die endogene Atmungsaktivität (ohne Substratzugabe) als auch die Substratatemungsaktivität nach der Zugabe von einem bestimmten Substrat (C- oder NH_4^+ -Quelle), ermittelt.

- Endogene Atmungsaktivität

Von den getauchten Festbett-Reaktoren wurden jeweils zwei Platten entfernt und in einen mit Leitungswasser aufgefülltem Reaktor, hier Batch-Reaktor genannt, ($V_{BR} = 0,9 \text{ l}$) eingebaut (s. Bild 8). Mit Hilfe einer Umwälzpumpe und durch Temperierung auf die jeweilige Temperatur im Reaktor, aus dem die Platten entnommen wurden, konnten optimale Messbedingungen geschaffen werden.

Die Aufwuchskörper wurden im Batch-Reaktor etwa 90 Minuten belüftet und danach wurde die endogene Atmungsaktivität bestimmt. Die Sauerstoff-Konzentrationsaufnahme zur Bestimmung der endogenen Atmungsaktivität dauerte im Regelfall 30 Minuten. Die flächenspezifische endogene Atmungsaktivität wurde ähnlich der *In-situ*-Atmungsaktivität bestimmt, wobei das Reaktorvolumen $0,9 \text{ l}$ und die Fläche der zwei Platten $0,16 \text{ m}^2$ betragen (s. Gleichung 25).



Bild 8. Batch-Reaktor zur Bestimmung der *Ex-situ*-Atmungsaktivität.

$$r_A(O)_{end} = \frac{\Delta c(O)}{\Delta t} \cdot \frac{V_{BR}}{A_{BR}} \quad (25)$$

$r_A(O)_{end}$:	endogene Atmungsaktivität	$\text{g/m}^2 \cdot \text{d}$
$c(O)$:	Sauerstoff-Konzentration	g/l
t :	Zeit	d
V_{BR} :	freies Volumen des Batch-Reaktors	l
A_{BR} :	Fläche der Aufwuchskörper im Batch-Reaktor	m^2

- Substratatemungsaktivität

Nach Messung der endogenen Atmungsaktivität wurde ein Substrat zugegeben, sodass die Atmungsaktivität der heterotrophen Bakterien ($r_A(O)C$ oder C-Atmungsaktivität) und der Nitrifikanten ($r_A(O)N$ oder N-Atmungsaktivität) separat bestimmt werden konnte.

Die C-Atmungsaktivität wurde nach der Zugabe von C-Quellen (Glukose oder Natriumacetat) bestimmt. Damit wurde nur die Substratatemungsaktivität der heterotrophen Bakterien erfasst. Mit N-Atmungsaktivität wird die Atmungsaktivität der Nitrifikanten und vor allem der ammoniumoxidierenden Bakterien bezeichnet. Eine N-Quelle in Form von Ammoniumchlorid wurde dabei zugegeben. Auf die Zugabe von Pufferlösung wurde verzichtet, da der pH-Wert während der Messungen aufgenommen wurde und sich immer im neutralen Bereich von 7-7,5 befand.

Vor der Erfassung der Substratatemungsaktivität wurde zunächst der Batch-Reaktor zusammen mit den jeweiligen Aufwuchsplatten 90 Minuten belüftet und danach wurde die endogene Atmungsaktivität bestimmt. Nach einer weiteren Belüftungsphase von etwa 30 Minuten, wurde das Substrat zugegeben und danach erfolgte die Aufnahme der Sauerstoffkonzentration über 60 Minuten. Die Differenz zwischen der Atmungsaktivität nach der Substratzugabe (endogene Atmungsaktivität der Bakterien, denen kein Substrat zur Verfügung steht, zusammen mit der Substratatemungsaktivität der Bakterien, denen Substrat

zur Verfügung steht) und vor der Substratzugabe (endogene Atmungsaktivität aller Bakterien) ergab die tatsächliche flächen-bezogene Substratatemungsaktivität der heterotrophen bzw. der nitrifizierenden Bakterien.

Die Versuche zur Ermittlung der flächenbezogenen Substratatemungsaktivität wurden bei etwa zehnmal höheren als im „Normalbetrieb“ DOC- und NH_4^+ -N-Belastungen ($B_A(\text{DOC})_{\text{BR}} = 42 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+ \text{-N})_{\text{BR}} = 17 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$) durchgeführt. Eine ausführliche Erläuterung zu dieser Problematik ist in den Kapiteln 4.4.2.2 und 4.4.2.3 dargestellt.

3.15 Praktische Erfahrungen mit der getauchten Festbett-Anlage

3.15.1 Lagerung und Zufuhr des Modellabwassers

Das frisch angesetzte Modellabwasser, etwa 100 Liter, wurde immer in einem Edelstahlgefäß im Kühlschrank aufbewahrt, wobei die Abwassertemperatur meistens 6-8 °C betrug.

Das synthetische Abwasser wurde mit einer Fünfkanalschlauchpumpe Typ 505 S der Fa. Watson-Marlow zudosiert. Sie lief während der gesamten Versuchszeit hinreichend stabil und erforderte einen geringen Wartungsaufwand. Silikonschläuche kamen dabei zum Einsatz, wobei deren Austausch aufgrund von Schlauchabrieb etwa alle zwei Monate notwendig war. Die Erfahrung zeigte, dass die Verstopfungen der Schläuche mit einem regelmäßigen Durchblasen mit Druckluft (ein- bis zweimal in der Woche) verhindert werden können.

3.15.2 Temperierung der Reaktoren

Um die gewünschten Reaktortemperaturen zu erreichen, befanden sich die Reaktoren in Wasserwannen aus Edelstahl, an denen Thermostate (bei 25 und 35 °C) oder Kryostate (bei 5 und 15 °C) angeschlossen waren. Als geeigneter erwiesen sich die Thermostate, deren Heizkörper direkt in der Wanne positioniert war. Die Kryostate wurden an einem geschlossenen Kreislauf angeschlossen. Um eine möglichst effektive Temperierung zu erreichen, wurden die Wannan allseitig mit Styroporplatten isoliert. Auf dieser Weise wurden die Verdampfungsverluste der Badflüssigkeit bei 25 und 35 °C minimiert. Um das auch in den getauchten Festbett-Reaktoren zu gewährleisten, wurde für jeden Reaktor einen Edelstahldeckel angefertigt, der die Verluste durch Spritzen oder Verdampfen auf das Minimale begrenzte. Mit der regelmäßigen Bestimmung des Ablaufvolumenstromes durch Auslitern wurde sichergestellt, dass keine messbare Verdampfungsverluste entstanden.

Durch die Styroporisolation der Wannan und durch die Abdeckung der Reaktoren wurde eine Stabilität der Temperierung gewährleistet. Da eine Temperaturüberwachung ständig erfolgte, konnten die auftretenden geringfügigen Abweichungen (von 1-2 °C) durch Anpassen der Temperatureinstellung der Thermostate oder der Kryostate ausgeglichen werden.

3.15.3 Umwälzpumpen

Die in jedem Reaktor eingesetzten Umwälzpumpen (s. Bild 4) unterstützen zusammen mit der Belüftung die Durchmischung des Mediums. Für die Versuche wurden Umwälzpumpen für handelsübliche Aquarien verwendet. Durch ihre Kompaktheit (ca. 4 x 4 cm²) und hohe Leistung (Umwälzvolumen 150 l/h) erwiesen sie sich als optimal für die Laboruntersuchungen. Es wurde wöchentlich überprüft, ob die Umwälzpumpen ordnungsgemäß funktionieren. Im Fall von Störungen wurden diese abgebaut und durch neue Pumpen ersetzt. Für die gesamte Zeit der Experimente war nur ein Austausch pro Umwälzpumpe notwendig.

3.15.4 Pausen zwischen den Versuchen

Während der Urlaubszeit wurde teilweise auf die Zugabe von synthetischem Abwasser verzichtet, da dies zweimal in der Woche zubereitet werden musste. Diese „Substratpausen“ befanden sich zeitlich immer zwischen den Versuchsreihen, sodass keine Unterbrechung des laufenden Experimentes erfolgen musste. In dieser Zeit wurden die getauchten Festbettreaktoren weiterhin belüftet. Diese Vorgehensweise wurde auch angewandt, wenn Umbaumaßnahmen an der Anlage vorgenommen wurden.

4 Ergebnisse und Diskussion

4.1 Einfluss der Temperatur auf die Schadstoffabbauleistung im getauchten Festbett-Reaktor

In diesem Kapitel werden die in den getauchten Festbett-Versuchsreaktoren unter verschiedenen Betriebsbedingungen erzielten Abbau-Ergebnisse in Abhängigkeit von der Temperatur vorgestellt und diskutiert. Es wird zunächst auf den Abbau des organisch gebundenen Kohlenstoffs, dann auf den NH_4^+ -N-Abbau, gefolgt von den Ergebnissen zum Abbau der gelösten N-Verbindungen eingegangen. Die Ergebnisse werden im Regelfall in Form der 85 %-Werte vorgestellt. Der Schwerpunkt der Diskussion bildet insbesondere die Frage, inwieweit die Auslegungsregeln der DWA für getauchte Festbett-Reaktoren um einen Temperatureinfluss ergänzt werden sollten.

4.1.1 Abbau von organisch gebundenem Kohlenstoff

4.1.1.1 Abbau von organisch gebundenem Kohlenstoff im Reaktor 1

Versuchsdurchführung

Der Abbau von organisch gebundenem Kohlenstoff wurde im Reaktor 1 bei zwei DOC-Flächenbelastungen, $B_A(\text{DOC}) = 0,9 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{DOC}) = 4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$, untersucht. Die entsprechenden CSB-Belastungen betragen für die beiden Versuchsreihen 2,5 und $10,2 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$. Für das eingesetzte Modellabwasser mit biologisch leicht abbaubaren organischen Substanzen (s. Tabelle 14) ist der CSB näherungsweise gleich dem BSB_5 . Die höhere organische Belastung liegt damit bei 85 % und die Niedrigere bei etwa 20 % von der DWA maximal empfohlenen Belastung von $12 \text{ gBSB}_5/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ [ATV-02].

Bei einer DOC-Flächenbelastung von $0,9 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ betrug die NH_4^+ -N-Flächenbelastung $0,13 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$, bei $B_A(\text{DOC}) = 4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ war diese entweder 0,54 oder $1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ (s. Kapitel 3.2.1).

Die „Niederlastversuchsreihe“ ($B_A(\text{DOC}) = 0,9 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 0,13 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$) hatte eine Dauer von 18 Wochen (bei $15 \text{ }^\circ\text{C}$) und 22 Wochen (bei 5, 25 und $35 \text{ }^\circ\text{C}$). Alle getauchten Festbett-Reaktoren, außer dem bei $15 \text{ }^\circ\text{C}$, wurden mit Belebtschlamm aus einer kommunalen Kläranlage angeimpft (s. Kapitel 3.6). Bei $15 \text{ }^\circ\text{C}$ wurde auf die Zugabe von externer Biomasse verzichtet, um die Abbauleistung einer selbst entstandenen (autochthonen) Biozönose mit der Angeimpften (allochthonen) zu vergleichen. Zwei Wochen vor dem Versuchsende wurde die suspendierte Biomasse von allen Reaktoren entfernt.

Im getauchten Festbett-Reaktor bei 5, 15 und 35 °C wurden Polyethylen-Aufwuchskörper (PE) eingesetzt, während diese bei 25 °C aus einem Biopolymer-Gemisch (BP) bestanden (s. Kapitel 3.3.2).

Die Reaktoren wurden mit Wasser gefüllt und mit Belebtschlamm angeimpft worauf hin das synthetische Abwasser mit dem entsprechenden Volumenstrom zudosiert wurde (s. Tabelle 17). Die erste analytische Bestimmung der Konzentrationen und damit die Ermittlung der DOC-Abbaugeschwindigkeiten wurden fünf Tage nach dem Versuchsbeginn durchgeführt.

Ergebnisse: niedrige DOC-Belastung ($B_A(\text{DOC})=0,9 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$)

Bild 9 stellt die flächenspezifische DOC-Abbaugeschwindigkeit in Abhängigkeit von der Temperatur bei $B_A(\text{DOC})=0,9 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ dar. Bereits fünf Tage nach dem Versuchsbeginn (am Ende der Woche 0) wurden in allen getauchten Festbett-Reaktoren $0,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ von dem Zulauf-DOC abgebaut und dadurch eine DOC-Abbauleistung von 78 % erreicht. Drei Wochen nach Beginn der Versuchsreihe erfolgte bei allen Temperaturen ein nahezu vollständiger Abbau der organischen Verbindungen mit $r_A(\text{DOC})\geq 0,85 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$. Dennoch waren einige Unterschiede in Abhängigkeit von der Temperatur festzustellen. Bei 5 °C war die DOC-Ablaufkonzentration im Regelfall $\leq 30 \text{ mg/l}$, während diese bei 35 °C meistens $< 10 \text{ mg/l}$ war (s. Anhang, Tabelle A.1). Im Reaktor mit den BP-Aufwuchskörpern (25 °C) bewegte sich die DOC-Konzentration am Ablauf des Reaktors zwischen 10 und 20 mg/l.

Unter DOC-Niederlastbedingungen wurden die organischen Verbindungen auch im getauchten Festbett-Reaktor ohne Animpfung (15 °C), nur mit der Leistung der autochtonen Biozönose, weitgehend umgesetzt. Ähnlich wie in den angeimpften Reaktoren wurden auch hier bereits fünf Tage (am Ende der Woche 0) nach dem Versuchsbeginn $0,7 \text{ gDOC/m}^2\cdot\text{d}$ abgebaut. Drei Wochen später stieg die DOC-Abbaugeschwindigkeit auf $\geq 0,85 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$. Die DOC-Ablaufkonzentration war meist $< 10 \text{ mg/l}$.

Eine signifikante Änderung der DOC-Umsatzraten nach der Entfernung der suspendierten Biomasse (ab Woche 17 bei 15 °C und ab Woche 21 bei 5, 25 und 35 °C) war nicht erkennbar. Die Biofilm-Biozönose war also auch allein in der Lage, einen weitgehenden Abbau des organisch gebundenen Kohlenstoffs von $r_A(\text{DOC})\geq 0,85 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ zu realisieren. Diese DOC-Abbauraten wurden auch in den Reaktoren, in denen das Verhältnis immobilisierte zur suspendierten Biomasse < 1 war (bei 15 und 35 °C, s. Tabelle 20) erreicht. Es fällt auf, dass zu diesem Zeitpunkt in den Reaktoren sich ein sehr dünner Biofilm ausgebildet hatte. In späteren Versuchsphasen wurde der Biofilm wesentlich stärker, wobei

sich das Verhältnis TS(imm)/TS(susp) zugunsten der immobilisierten Biomasse verschob (s. Tabelle 43 am Beispiel der Versuchsreihe „hohe NH₄⁺-N-Belastung“).

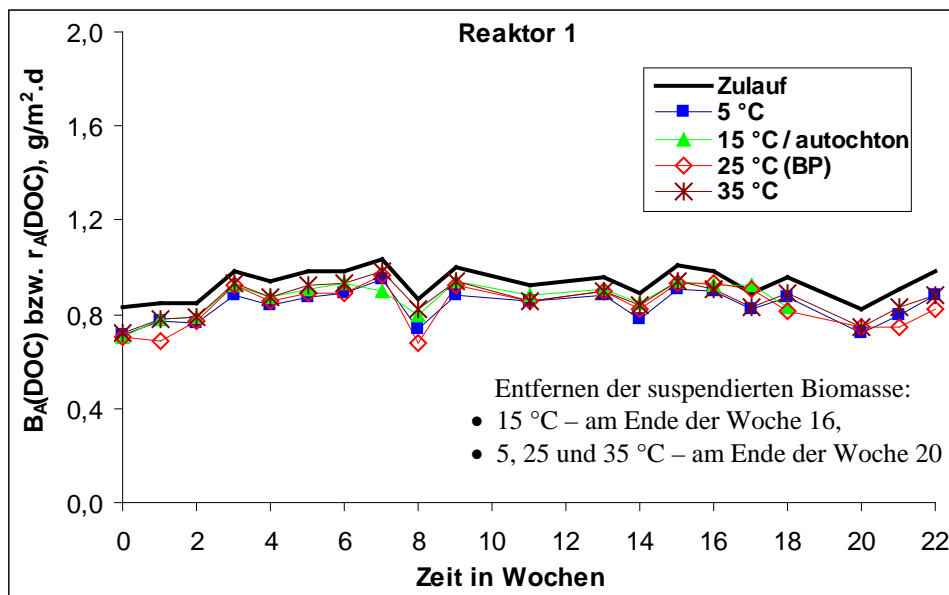


Bild 9. Einfluss der Temperatur auf die DOC-Abbaugeschwindigkeit bei niedriger DOC- und NH₄⁺-N-Belastung (Reaktor 1: B_A(DOC)= 0,9 g/m²·d und B_A(NH₄⁺-N)= 0,13 g/m²·d). Animpfung mit Belebtschlamm bei 5, 25 und 35 °C, erste Analysenwerte (Woche 0)-fünf Tage nach dem Versuchsstart, DOC-Konzentrationswerte im Anhang, Tabelle A.1.

Tabelle 20. Verhältnis immobilisierte zur suspendierten Trockensubstanz in den getauchten Festbett-Reaktoren (bei 15 °C keine Animpfung)

Temperatur	c(TS)imm* g/m ²	c(TS)susp* g/l	c(TS)susp g/m ²	TS(imm)/TS(susp)
5° C	14	1,7	11	1,3
15° C	2,3	2,0	13	0,2
25° C (BP)	19	1,4	9,5	2,0
35° C	2,5	0,6	3,8	0,7

*c(TS)imm-bestimmt am Ende der Versuchsreihe „niedrige NH₄⁺-N-Belastung“;

**c(TS)susp-Durchschnittswerte von den Versuchswochen 10-16 bei 15 °C und 10-20 bei 5, 25 und 35 °C.

Ergebnisse: hohe DOC-Belastung (B_A(DOC)= 4,4 g/m²·d)

Nach der Niederlastversuchsreihe wurden alle Reaktoren gereinigt und erneut mit Biomasse angeimpft. Bei 25 °C wurde ein zusätzlicher Reaktor mit PE-Aufwuchskörpern in Betrieb genommen. Die DOC-Flächenbelastung wurde auf 4,4 g/m²·d erhöht. Die NH₄⁺-N-Flächenbelastung betrug bis zu der zwölften Woche 0,54 g/m²·d („mittlere NH₄⁺-N-Belastung“) und wurde ab der dreizehnten Woche auf 1,7 g/m²·d erhöht („hohe NH₄⁺-N-Belastung“). Zwischen diesen beiden Versuchsreihen wurde die Biomasse nicht ausgewechselt.

Ab der Woche 19 wurde der Standardbetrieb unterbrochen, wobei einige Prozessparameter, wie Sauerstoff-Konzentration, Luftvolumenstrom und hydraulische Verweilzeit (s. Kapitel

4.6), sowie der Salzgehalt (s. Kapitel 4.3), variiert wurden. Während dieser Zeit blieben die Belastungsbedingungen unverändert.

In dem Bild 10 ist der Temperatureinfluss auf die DOC-Abbaugeschwindigkeit bei $B_A(\text{DOC}) = 4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ dargestellt. In den 25 und 35 °C-Reaktoren fand bereits fünf Tage nach dem Versuchsbeginn (am Ende der Woche 0) ein fast vollständiger DOC-Abbau statt. Bei 5 und 15 °C wurde zunächst mit der DOC-Abbaugeschwindigkeit von 1,3 bzw. 2,8 $\text{g/m}^2 \cdot \text{d}$ ein Abbau der organischen Verbindungen von 32 bzw. 70 % erreicht. Eine Woche später war die DOC-Abbauleistung der 15 °C-Biozönose vergleichbar mit dieser bei den höheren Temperaturen. Vier Wochen nach dem Versuchsanfang erfolgte auch in dem 5°C-Reaktor ein weitgehender DOC-Abbau. In allen getauchten Festbett-Reaktoren wurden DOC-Abbaugeschwindigkeiten von $\geq 4,3 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und damit ein Abbau der organischen Verbindungen von $\geq 97 \%$ realisiert. Die DOC-Ablaufkonzentration war jedoch bei 5 °C immer am höchsten ($\leq 60 \text{ mg/l}$), während diese bei 15, 25 und 35 °C $\leq 30 \text{ mg/l}$ war (s. Anhang, Tabelle B.1).

Wurde die NH_4^+ -N-Flächenbelastung auf $1,7 \text{ g/m}^2 \text{ d}$ erhöht (Woche 13), sank zunächst die DOC-Abbaugeschwindigkeit bei allen Temperaturen bis auf $4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$. Etwa vier Wochen später wurde der DOC in den beiden 25 °C-Reaktoren wieder weitgehend abgebaut (DOC-Ablaufkonzentration $\leq 50 \text{ mg/l}$). Bei 5, 15 und 35 °C blieb der DOC-Gehalt am Ablauf der Reaktoren bis zum Ende der Versuchsreihe mit $\leq 120 \text{ mg/l}$ erhöht.

Da das Ammonium kein Substrat für die heterotrophen Bakterien ist, war es zu erwarten, dass die Erhöhung der NH_4^+ -N-Belastung keinen direkten Einfluss auf die DOC-Abbaugeschwindigkeit haben wird. Die eigenen Untersuchungen zeigten jedoch, dass der C-Abbau in allen Reaktoren temporär (vier Wochen bei 25 °C und mindestens sieben Wochen bei 5, 15 und 35 °C) um bis zu 5 % verringert wurde, wenn die NH_4^+ -N-Flächenbelastung von 0,54 auf $1,7 \text{ g/m}^2 \text{ d}$ anstieg (s. Bild 10).

Eine weitere Versuchsreihe wurde später unter den gleichen Belastungsbedingungen, aber mit einer Versuchsdauer von 19 Wochen, durchgeführt (s. Bild 11). Ab der fünften Versuchswoche wurde durch die Zugabe von Leitungswasser die hydraulische Verweilzeit im getauchten Festbett-Reaktor von 41 auf 20,5 Stunden reduziert (s. Tabelle 17). Dabei wurden keine weiteren Betriebsparameter beeinträchtigt.

Unter diesen Bedingungen wurde der DOC in allen Reaktoren mit $r_A(\text{DOC}) \geq 4,1 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ (Abbaugrad von $\geq 95 \%$) nahezu vollständig abgebaut.

Eine Abhängigkeit der DOC-Abbaugeschwindigkeit von dem Aufwuchsmaterial (PE oder BP) war bei 25 °C unter den ausgewählten experimentellen Bedingungen nicht feststellbar.

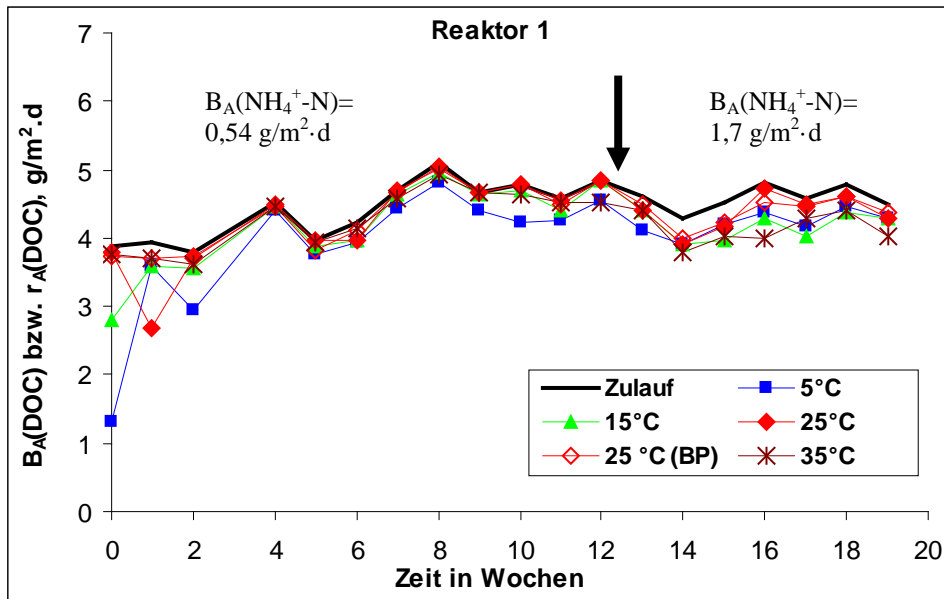


Bild 10. Einfluss der Temperatur auf die DOC-Abbaugeschwindigkeit im Reaktor 1 bei $B_A(\text{DOC}) = 4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+ \text{-N}) = 0,54 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ (Wochen 0-12) und $1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ (Wochen 13-19). Animpfung mit Belebtschlamm; erste Analysenwerte (Woche 0) – fünf Tage nach dem Versuchsstart; DOC-Konzentrationswerte im Anhang, Tabelle B.1 (Wochen 0-12) und Tabelle C.1.1 (Wochen 13-19, in der Tabelle 0-6).

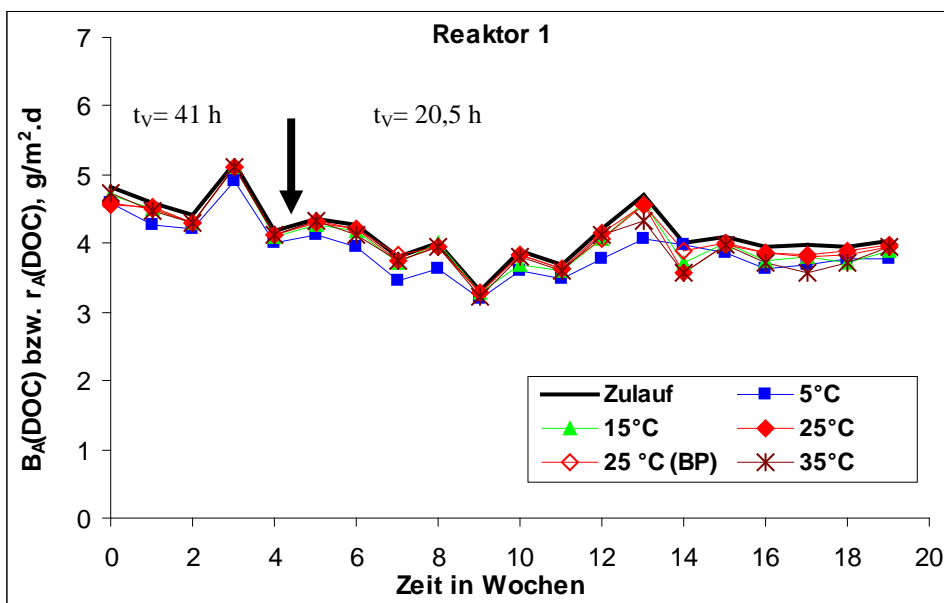


Bild 11. Einfluss der Temperatur auf die DOC-Abbaugeschwindigkeit im Reaktor 1 bei $B_A(\text{DOC}) = 4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+ \text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$. Bereits bestehende Biozönose; erste Analysenwerte (Woche 0) – fünf Tage nach dem Versuchsstart; DOC- und CSB-Konzentrationswerte im Anhang, Tabellen C.1.2. und C.2.

Bei der Bestimmung der Atmungsaktivität von heterotrophen aeroben Bakterien in Batch-Versuchen (s. Kapitel 4.4.2.2) stellte sich heraus, dass bei einer etwa um das Zehnfache höheren organischen Belastung ($B_A(\text{DOC})_{\text{BR}} \geq 42 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$) als im getauchten Festbett-Reaktor eine Steigerung der C-Atmungsaktivität ($r_A(\text{O})\text{C}$) mit zunehmender Temperatur von 15 bis 35 °C auftrat. Das deutet auf eine Temperaturwirkung auf die DOC-Abbaugeschwindigkeit im

getauchten Festbett-Reaktor bei höheren organischen Belastungen hin, die sich allerdings außerhalb des von der DWA empfohlenen Belastungsbereichs befinden.

Vergleich mit Literaturangaben

In der Tabelle 21 sind die Abbauraten der organischen Verbindungen mit unterschiedlichen Biofilm-Verfahren in Abhängigkeit von der Temperatur und der Belastung dargestellt. Die Angaben beziehen sich auf die jeweilige Literaturquelle und auf die Ergebnisse eigener Untersuchungen.

Andreottola et al. zeigten, dass mit den Schwebebett- und Scheibentauchkörperverfahren ein Abbau der organischen Verbindungen von 83 bzw. 86 % bei schwankender Temperatur zwischen 5 und 8 °C erreicht werden kann [AND-00]. Dabei betragen die Belastungen 2,6 und 1,5 gBSB₅/m²·d. Dieselbe Arbeitsgruppe berichtete über einen CSB-Umsatzgrad von 74 % im getauchten Festbett-Reaktor und von 72 % im Schwebebett-Reaktor bei Temperaturen zwischen 5 und 15 °C und bei CSB-Belastungen zwischen 4 und 12 g/m²·d [AND-03]. Die beiden Untersuchungen wurden mit einem Gemisch aus Küchen- und Toilettenabwässern im halbtechnischen Maßstab durchgeführt.

In den eigenen Experimenten wurde unter vergleichbaren Belastungsbedingungen ($B_A(\text{CSB}) = 2,5$ und $10,2$ g/m²·d) bei 5 und 15 °C ein fast vollständiger CSB-Abbau von ≥ 95 % erreicht. Dabei wurde die Stabilität der Betriebsparameter (keine Temperatur- oder Belastungsschwankungen) bei konstanter Zusammensetzung des Modellabwassers im Labormaßstab gewährleistet.

Hu et al. zeigten, dass bei $B_R(\text{BSB}_5) = 0,9$ und $2,9$ kg/m³·d die volumenbezogene BSB₅-Abbaugeschwindigkeit im Biofilter-Reaktor im Temperaturbereich zwischen 5 und 35 °C nicht beeinflusst wird [HU-94]. In dem gesamten untersuchten Bereich wurden etwa 92 bzw. 85 % von dem Zulauf-BSB₅ abgebaut. Stieg die organische Belastung auf 5,5 kgBSB₅/m³·d, wurden bei 5 °C etwa 78 % und bei 35 °C etwa 85 % von dem zugeführten BSB₅ umgesetzt. In den eigenen Untersuchungen wurden über 95 % von den organischen Stoffen bei maximaler BSB₅-Belastung von 1,7 kg/m³·d abgebaut.

Praxisergebnisse mit dem Belebtschlammverfahren zeigen, dass der Temperatureinfluss (auch bei Temperaturen < 12 °C) für den Abbau organischer Verbindungen im Belastungsbereich 0,1-0,5 kgBSB₅/kgTS·d relativ gering ist [ATV-97].

Dies bestätigte sich auch im Rahmen der eigenen Untersuchungen, wobei die organische Schlammbelastung ($B_{TS}(\text{BSB}_5) \approx B_{TS}(\text{CSB})$) sowohl während der Versuchsreihe „niedrige NH₄⁺-N-Belastung“ als auch während der Versuchsreihe „hohe NH₄⁺-N-Belastung“ etwa

0,4 kg/kgTS·d betrug. Im ersten Fall wurde von $c(\text{TS})_{\text{gesamt}}$ von 10 g/m² und im zweiten Fall von 50 g/m² ausgegangen. (s. Tabelle 21).

Tabelle 21. Abbaugrad von organisch gebundenem Kohlenstoff in Abhängigkeit von der Temperatur und der Belastung (eigene Untersuchungen und Literaturangaben)

Biofilm-Reaktor*	Temperatur	Belastung**	Abbaugrad	Quelle
getauchtes Festbett	Temperaturbereich 5 - 35 °C	$B_A(\text{BSB}_5) \approx B_A(\text{CSB}) =$ 2,5 - 10,2 g/m ² ·d, $B_R(\text{BSB}_5) \approx B_R(\text{CSB}) =$ 0,43 - 1,7 kg/m ³ ·d, $B_{\text{TS}}(\text{BSB}_5) \approx B_{\text{TS}}(\text{CSB}) =$ 0,4 kg/kgTS·d***, (CSB - gelöst)	≥ 95%	eigene Resultate
getauchtes Festbett	schwankend von 5 bis 15 °C	$B_A(\text{CSB-gesamt}) =$ 4-12 g/m ² ·d	74 %	[AND-03]
Biofilter	Temperaturbereich 5 - 35 °C	$B_R(\text{BSB}_5\text{-gelöst}) =$ - 0,9 kg/m ³ ·d - 2,9 kg/m ³ ·d - 5,5 kg/m ³ ·d	- 92 % (5-35 °C) - 85 % (5-35 °C) - 78 % (5 °C) - 85 % (35 °C)	[HU-94]
Schwebebett	schwankend von 5 bis 8 °C	$B_A(\text{BSB}_5\text{-gesamt}) =$ 2,6 g/m ² ·d	83 %	[AND-00]
Schwebebett	schwankend von 5 bis 15 °C	$B_A(\text{CSB-gesamt}) =$ 4-8 g/m ² ·d	72 %	[AND-03]
Scheibentauchkörper	schwankend von 5 bis 8 °C	$B_A(\text{BSB}_5\text{-gesamt}) =$ 1,5 g/m ² ·d	86 %	[AND-00]

*Aerobe Verfahren.

**Die Angaben beziehen sich auf kommunale oder synthetische Abwässer, die keine biologisch schwer abbaubare Substanzen enthalten.

***Es wurde aus einer $c(\text{TS})_{\text{gesamt}}$ (immobilisiert + suspendiert) von 10 g/m² für die Versuchsreihe „niedrige NH₄⁺-N-Belastung“ (s. Tabelle 20) und von 50 g/m² für die Versuchsreihe „hohe NH₄⁺-N-Belastung“ (s. Tabelle 45) ausgegangen.

4.1.1.2 Abbau von organisch gebundenem Kohlenstoff im Reaktor 2

Unter Hochlastbedingungen wurde jedem Reaktor ein identischer Reaktor nachgeschaltet, sodass Zweireaktorkaskaden entstanden. Bezogen auf der Gesamtfläche der Kaskade ergaben sich somit eine DOC-Flächenbelastung von 2,2 g/m²·d und eine CSB-Flächenbelastung von 5,1 g/m²·d. Diese entsprechen dem mittleren von der DWA empfohlenen Belastungsbereich für den C-Abbau (s. Kapitel 2.3.3). In den Tabellen C.1.2 und C.1.3 im Anhang sind die DOC-Konzentrationswerte am Ablauf des Reaktors 1 und des Reaktors 2 dargestellt.

Wie bereits im Kapitel 4.1.1.1 diskutiert, wurden die organischen Verbindungen bei allen Temperaturen weitgehend im Reaktor 1 abgebaut. In den Reaktoren 2 entstanden DOC-Flächenbelastungen von ≤ 0,2 g/m²·d bei 5 °C und ≤ 0,1 g/m²·d bei 15, 25 und 35 °C. Ein

signifikanter Unterschied in der DOC-Konzentration am Ablauf der Reaktoren 1 und 2 war nur bei 5 °C erkennbar (≤ 60 mg/l für Reaktor 1 und ≤ 20 mg/ für Reaktor 2). Bei den höheren Temperaturen wurde das nicht beobachtet, da hier der DOC-Gehalt bereits im Reaktor ≤ 30 mg/l war.

Schlussfolgerungen für die DWA-Auslegungsrichtlinien:

In getauchten Festbett-Reaktoren, ausgelegt nach den DWA-Richtlinien für den C-Abbau, wurden über 95 % der zugeführten organischen Verbindungen abgebaut. Dieser Umsatzgrad wurde im Temperaturbereich von 5 bis 35 °C auch unter Hochlastbedingungen ($B_A(\text{CSB}) \approx B_A(\text{BSB}_5) = 10,2 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$) erreicht. Es soll jedoch darauf hingewiesen werden, dass sich die maximale Abbauleistung in Hinsicht auf die organischen Stoffe bei einer Betriebstemperatur von 5 °C verzögert (bis zu einem Monat) einstellte.

4.1.2 NH_4^+ -N-Abbau

4.1.2.1 NH_4^+ -N-Abbau im Reaktor 1

Versuchsdurchführung

In den getauchten Festbett-Reaktoren, ausgelegt nach den DWA-Richtlinien für den C-Abbau, wurde auch Stickstoff, hauptsächlich in Form von NH_4^+ -N, zugegeben (s. Tabelle 11). Dabei wurde keine zusätzliche Aufwuchsfläche für die Nitrifikation zur Verfügung gestellt, sowie das in den DWA-Bemessungsgrundlagen vorgesehen wird [ATV-02]. Die Experimente wurden bei NH_4^+ -N-Flächenbelastungen von 0,13, 0,54 und 1,7 $\text{g/m}^2 \cdot \text{d}$ durchgeführt, die sich auf die Gesamtfläche des für den C-Abbau vorgesehenen getauchten Festbett-Reaktors beziehen. Die höchste NH_4^+ -N-Belastung befand sich in dem von der DWA vorgeschriebenen Hochlastbereich von $B_A(\text{TKN}) = 1,75 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$, die allerdings bei einer Auslegung mit Nitrifikation empfohlen wird (s. Tabelle 22).

Tabelle 22. Auslegung für den NH_4^+ -N-Abbau (Nitrifikationsauslegung) nach den DWA-Richtlinien und nach dem eigenen Versuchskonzept

DWA-Richtlinien [ATV-02]	<ul style="list-style-type: none"> $B_A(\text{TKN}) \leq 1,75 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ zusätzlich zu der für den C-Abbau vorgesehenen Aufwuchsfläche separate Fläche für die Nitrifikation notwendig
eigenes Versuchskonzept	<ul style="list-style-type: none"> $B_A(\text{TKN}) \approx B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) \leq 1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ keine zusätzliche Aufwuchsfläche vorgesehen, C-Abbau und Nitrifikation laufen in einem Reaktor simultan ab

Entsprechend der jeweiligen NH_4^+ -N-Belastung wurden die Versuchsreihen „niedrige“ ($B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 0,13 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$), „mittlere“ ($B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 0,54 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$) und „hohe“ ($B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$) NH_4^+ -N-Belastung benannt. Während der Versuchsreihe „niedrige NH_4^+ -N-Belastung“ betrug die DOC-Flächenbelastung 0,9 $\text{g/m}^2 \cdot \text{d}$ ($B_A(\text{CSB}) = 2,5 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$).

Bei der mittleren und der hohen NH_4^+ -N-Belastung war die DOC-Flächenbelastung $4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ ($B_A(\text{CSB}) = 10,2 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$).

Entsprechend der DWA-Auslegung für die getauchten Festbetten ($B_A(\text{BSB}_5) \leq 12 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$) sind bei einer CSB-Flächenbelastung von $2,5 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ ca. 20 % der verfügbaren Fläche im Reaktor ausreichend, um den Abbau der organischen Verbindungen zu realisieren. Demnach stehen 80 % der Reaktorfläche für den Abbau des Ammoniums zur Verfügung (s. Tabelle 23). Steigt die CSB-Flächenbelastung auf $10,2 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$, sind 85 % der Reaktorfläche notwendig, um den Abbau des organisch gebundenen Kohlenstoffs zu gewährleisten. Unter diesen Bedingungen bleiben 15 % der Reaktorfläche frei für die Nitrifikation (s. Beispiel unten).

Betrachtet man die DWA-Bemessungskriterien ($B_A(\text{BSB}_5) \leq 12 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{TKN}) \leq 1,75 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$) als 100 %-Wert, wird im Fall der Niederlastversuchsreihe die empfohlene Belastung nicht überschritten. Während der Versuchsreihen „mittlere und hohe NH_4^+ -N-Belastung“ wurde in den Reaktoren eine 200- bzw. eine 600 %-ige Lastüberschreitung im Bezug auf die Nitrifikationsauslegung erreicht.

Beispiel „mittlere NH_4^+ -N-Belastung,“ ($B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 0,54 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{CSB}) \approx B_A(\text{BSB}_5) = 10,2 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$):

$$X = \frac{10,2}{12} \cdot 100 = 85 \%,$$

X – die theoretische Auslastung der Fläche für den C-Abbau nach DWA;

Dabei ergibt sich Folgendes:

- 85 % der Fläche im Reaktor sind notwendig für den C-Abbau,
- 15 % bleiben übrig für den NH_4^+ -N-Abbau.

$$Y = \frac{0,54}{15} \cdot 100 = 3,6 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d},$$

Y – die berechnete NH_4^+ -N-Flächenbelastung, bezogen auf die 15 % freie für den NH_4^+ -N-Abbau bzw. für die Nitrifikation Reaktorfläche;

Eine NH_4^+ -N-Flächenbelastung von $3,6 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ bedeutet eine über 200 %-ige Überschreitung der von der DWA vorgeschriebenen maximalen TKN-Last von $1,75 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$.

Tabelle 23. Theoretische Auslastung der Fläche im getauchten Festbett-Reaktor für den C-Abbau und Vergleich der eigenen NH_4^+ -N-Flächenbelastung mit der DWA-Auslegungsempfehlung

	niedrige NH_4^+ -N-Belastung	mittlere NH_4^+ -N-Belastung	hohe NH_4^+ -N-Belastung
$B_A(\text{CSB}) \approx B_A(\text{BSB}_5)$, $\text{g/m}^2 \cdot \text{d}$	2,5	10,2	10,2
$B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) \approx B_A(\text{TKN})$, $\text{g/m}^2 \cdot \text{d}$	0,13	0,54	1,7
theoretische Auslastung der Gesamtfläche im getauchten Festbett-Reaktor, ausgelegt für den C-Abbau*	20 % für den C-Abbau	85 % für den C-Abbau	85 % für den C-Abbau
	bleiben 80 % für den NH_4^+ -N-Abbau	bleiben 15 % für den NH_4^+ -N-Abbau	bleiben 15 % für den NH_4^+ -N-Abbau
berechnete $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N})$, bezogen auf die freie für die Nitrifikation Fläche	0,16 $\text{g/m}^2 \cdot \text{d}$	3,6 $\text{g/m}^2 \cdot \text{d}$	11,3 $\text{g/m}^2 \cdot \text{d}$
eigene Auslegung des NH_4^+ -N-Abbaus verglichen mit der DWA-Nitrifikationsauslegung*	entspricht der DWA-Auslegung (9 %-ige Last)	200 %-ige Last, bezogen auf die DWA-Auslegung	600 %-ige Last, bezogen auf die DWA-Auslegung

* $B_A(\text{BSB}_5) \leq 12 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{TKN}) \leq 1,75 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$, empfohlen in den DWA-Richtlinien [ATV-02], wurden hier als die maximale mögliche Belastung und dadurch als 100 %-Wert betrachtet.

Die zeitliche Reihenfolge der Versuchsreihen war von niedriger, über mittlere und am Ende zur hohen Belastung. Jede Versuchsreihe erstreckte sich über unterschiedliche Zeiten. Der Abbruch des Versuches erfolgte im Regelfall, wenn im getauchten Festbett-Reaktor ein „Gleichgewichtszustand“ über mehreren Wochen erkennbar war. Das Festlegen des Gleichgewichtszustandes war zum einen von der NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit und zum anderen von den NO_2^- -N- und NO_3^- -N-Bildungsgeschwindigkeiten abhängig. Sobald die Umsatzraten im Reaktor über einige Wochen relativ stabil blieben, wurde von einem „Gleichgewichtszustand“ ausgegangen. Da die Biozönose im getauchten Festbett-Reaktor ein dynamisches biologisches System ist, werden in der vorliegenden Arbeit Begriffe wie „Gleichgewichtszustand“, „Gleichgewicht“, „stationäre Phase“ und „stationärer Zustand“ als relativ betrachtet und mit dem „-Zeichen versehen.

Wie bereits im Kapitel 4.1.1.1 beschrieben, fand die erste analytische Bestimmung der Konzentrationen und damit die Ermittlung der Umsatzgeschwindigkeiten fünf Tage nach dem Versuchsbeginn (am Ende der Woche 0) statt.

Ergebnisse: niedrige NH_4^+ -N-Belastung, DWA-Nitrifikationsauslegung

Die Anlaufbedingungen dieser Versuchsreihe sind im Kapitel 4.1.1.1 beschrieben. Der Temperatureinfluss auf die NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit im Reaktor 1 bei einer NH_4^+ -N-Flächenbelastung von $0,13 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ ist in dem Bild 12 dargestellt.

Fünf Tage nach dem Versuchsbeginn (Woche 0) wurden in dem 5 °C-Reaktor 0,1 g/m²·d und dadurch 77 % von dem zugeführten Ammonium abgebaut. Bis zur dreizehnten Versuchswoche blieb die NH₄⁺-N-Abbaugeschwindigkeit bei 5 °C 0,1 g/m²·d. Etwa vierzehn Wochen dauerte es unter diesen Bedingungen bis das Ammonium nahezu vollständig umgesetzt war. Das könnte auf die geringeren Wachstumsraten der nitrifizierenden Bakterien bei einer Umgebungstemperatur von 5 °C zurückgeführt werden (s. Kapitel 2.4.5).

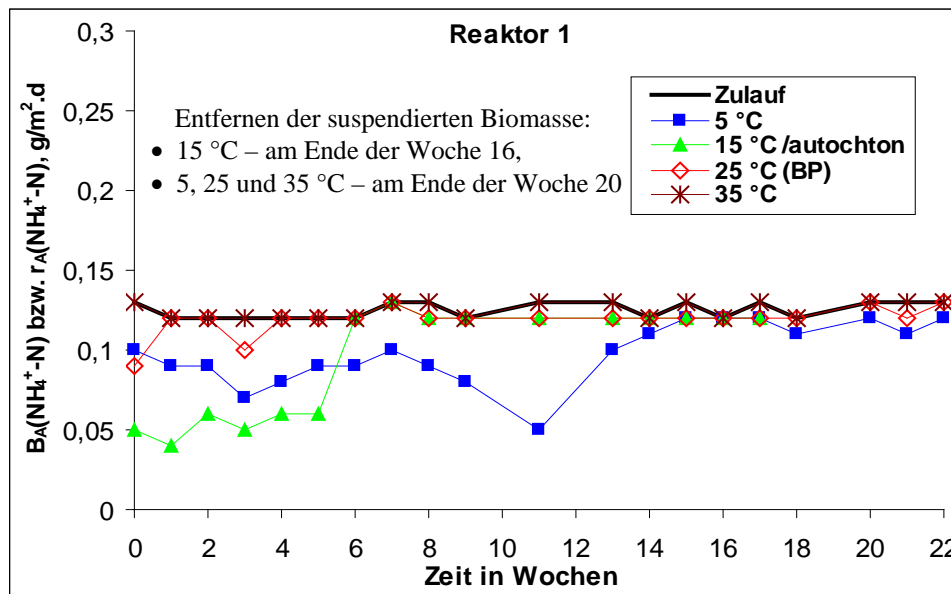
Die NH₄⁺-N-Abbaugeschwindigkeit im 25 °C-Reaktor (BP-Aufwuchskörper) war fünf Tage nach dem Versuchsbeginn (Woche 0) mit etwa 0,1 g/m²·d vergleichbar mit der bei 5 °C. In dem 35 °C-Reaktor war bereits zu diesem Zeitpunkt das Ammonium zu 100 % umgesetzt. Ab der zweiten Versuchswoche (Woche 1 im Bild 12) fand bei 25 °C, ähnlich wie bei 35 °C, ein vollständiger NH₄⁺-N-Abbau statt. Am Ablauf der getauchten Festbett-Reaktoren bei 25 und 35 °C war die NH₄⁺-N-Konzentration stets < 1 mg/l (s. Anhang, Tabelle A.2).

In der Anlaufphase und im Verlauf der ersten fünf Versuchswochen war die NH₄⁺-N-Abbaurrate mit ≤ 0,06 g/m²·d bei 15 °C am geringsten. Eine Annäherung an die NH₄⁺-N-Umsatzraten bei den höheren Temperaturen wurde sechs Wochen nach dem Beginn des Experiments beobachtet. Diese Entwicklung ist auf die fehlende Animpfung mit externer Biomasse zurück-zuführen.

In den 25 und 35 °C-getauchten Festbett-Reaktoren wurde ein Abbau des Ammoniums von ≥ 95 % nach einer Anlaufzeit von fünf Tagen erreicht. Bei 5 °C konnte ein weitgehender Ammonium-Umsatz erst vierzehn Wochen nach dem Versuchsbeginn registriert werden. In dem 15 °C-Reaktor war ohne Animpfung mit Belebtschlamm eine Adaptationszeit von sechs Wochen notwendig, um diesen Umsatzgrad zu erreichen. Vermutlich wird die Anlaufzeit bei 15 °C geringer, wenn der Reaktor mit Klärschlamm-Biomasse angeimpft wird.

Populationsanalysen mit der FISH-Methode zeigten, dass im Biofilm der Reaktoren bei 5, 25 und 35 °C ammoniumoxidierende und nitritoxidierende Bakterien vorhanden waren (s. Kapitel 4.5.1 und 4.5.2). Angaben zur Nitrifikanten im Biofilm bei 15 °C fehlten aufgrund von begrenzten Analysemöglichkeiten.

Ähnlich wie beim DOC-Abbau hatte die Entfernung der suspendierten Biomasse (ab Woche 17 bei 15 °C und ab Woche 21 bei 5, 25 und 35 °C) auch auf den NH₄⁺-N-Abbau keine erkennbare Auswirkung. Das wurde auch bei der Bakterienidentifizierung mit der FISH-Methode bestätigt, da in Proben von der suspendierten Biomasse aller Reaktoren keine nitrifizierende Bakterien identifiziert wurden.



9 %-ige TKN-Last nach DWA

Bild 12. Einfluss der Temperatur auf die NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit bei niedriger NH_4^+ -N- und niedriger DOC-Belastung (Reaktor 1: $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 0,13 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{DOC}) = 0,9 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$).

Animpfung mit Belebtschlamm bei 5, 25 und 35 °C;
 erste Analysenwerte (Woche 0) – fünf Tage nach dem Versuchsstart;
 NH_4^+ -N-Konzentrationswerte im Anhang, Tabelle A.2.

Ergebnisse: mittlere NH_4^+ -N-Belastung, 200 %-ige Last der DWA-Nitrifikationsauslegung

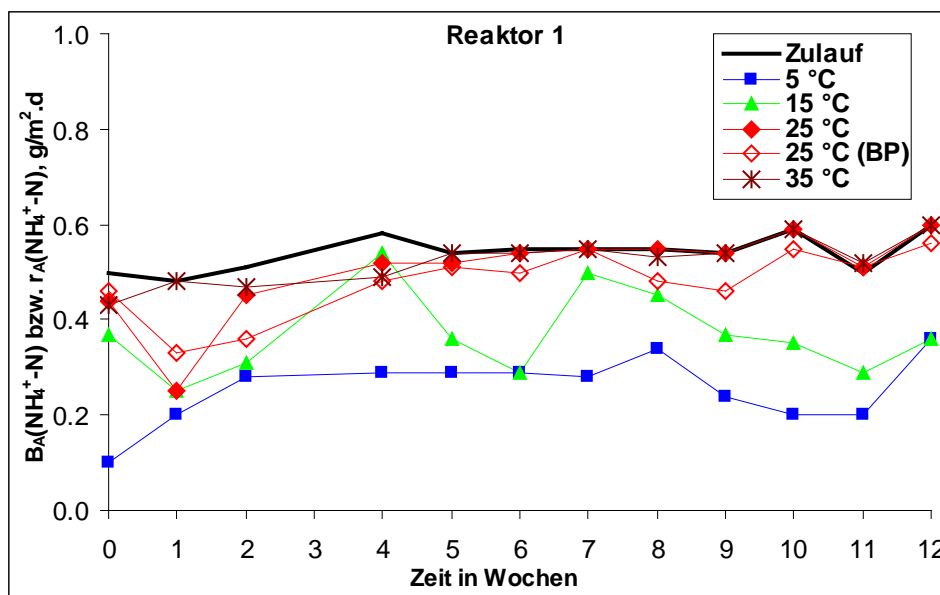
Nach Beenden der Versuchsreihe „niedrige NH_4^+ -N-Belastung“ wurden die getauchten Festbett-Reaktoren gereinigt und wie im Kapitel 3.3.1 beschrieben umgebaut. Dabei wurde bei 25 °C ein zusätzlicher Reaktor mit PE-Platten in Betrieb genommen. Die Versuchsreihe „mittlere NH_4^+ -N-Belastung“ wurde bei allen Reaktoren mit Biomasseanimpfung gestartet. Die Reaktoren wurden mit Belebtschlamm aufgefüllt und das Modellabwasser wurde mit dem entsprechenden Volumenstrom (s. Tabelle 17) zudosiert. Die NH_4^+ -N- und DOC-Flächenbelastungen, bezogen auf die Gesamtfläche des getauchten Festbett-Reaktors, betragen $0,54 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$.

Fünf Tage nach dem Versuchsbeginn (Woche 0 im Bild 13) wurde das Ammonium in den Reaktoren bei 25 und 35 °C mit $\geq 0,45 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und dadurch mit einem Abbaugrad von $\geq 83 \%$ weitgehend umgesetzt. In dem 15 °C-Reaktor betrug die NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit $0,37 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$. Der Umsatz des Ammoniums war bei 5 °C mit $0,1 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ am geringsten.

Im weiteren Verlauf der Versuchsreihe stieg die NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit in dem 5 °C-Reaktor an, wobei etwa die Hälfte von dem zugeführten NH_4^+ -N andauernd umgesetzt wurde ($r_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) \leq 0,3 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$). Da in der 12. Woche ein Anstieg der NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit bei 5 °C erfolgte, ist zu vermuten, dass erst in einer späteren Versuchsphase, ähnlich wie bei der niedrigeren NH_4^+ -N-Belastung (s. Bild 12), ein intensiverer NH_4^+ -N-Abbau stattfindet.

Diese Vermutung konnte allerdings nicht bewiesen werden, da ab der 12. Woche die Versuchsbedingungen geändert wurden.

In dem 15 °C-Reaktor war die NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit über die ganze Versuchsdauer meist $\leq 0,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ (Umsatzgrad $\leq 75 \%$). Nach einer Adaptationszeit von ca. vier Wochen fand in den beiden getauchten Festbetten bei 25 °C ein weitgehender NH_4^+ -N-Abbau statt ($r_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) \geq 0,52 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ bzw. Abbaugrad $\geq 96 \%$). Ein signifikanter Unterschied in der NH_4^+ -N-Abbauleistung der beiden Biozönosen (PE- und BP-Aufwuchskörper) konnte aber nicht festgestellt werden. In dem 35 °C-Reaktor wurde der NH_4^+ -N mit einer Abbaugeschwindigkeit von $\geq 0,53 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ bereits eine Woche nach dem Versuchsanfang nahezu vollständig umgesetzt.



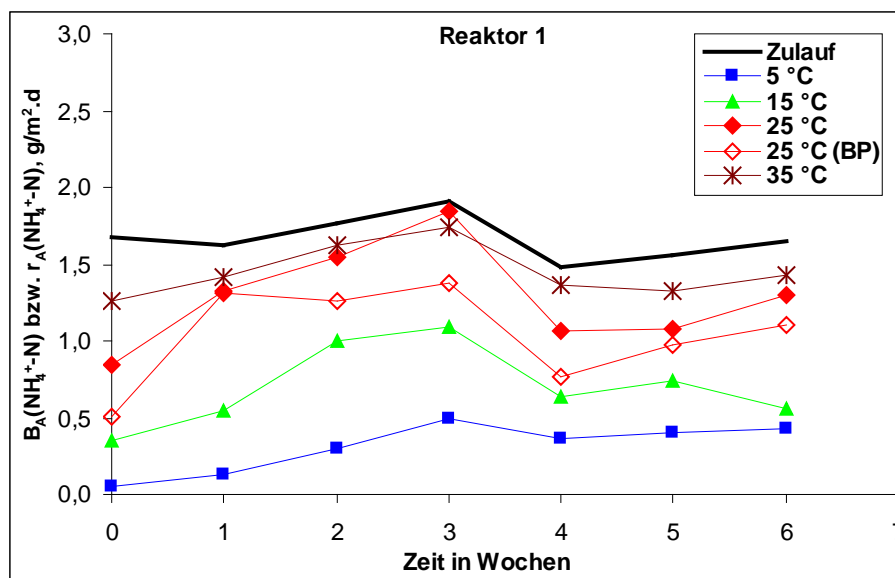
200 %-ige TKN-Last nach DWA

Bild 13. Einfluss der Temperatur auf die NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit bei mittlerer NH_4^+ -N- und hoher DOC-Belastung (Reaktor 1: $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 0,54 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{DOC}) = 4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$). Animpfung mit Belebtschlamm; erste Analysenwerte (Woche 0) – fünf Tage nach dem Versuchstart; NH_4^+ -N-Konzentrationswerte im Anhang, Tabelle B.2.

Ergebnisse: hohe NH_4^+ -N-Belastung, 600 %-ige Last der DWA-Nitrifikationsauslegung

Die Versuchsreihe „hohe NH_4^+ -N-Belastung“, unterteilt in zwei Teilversuche je nach Vorversuchsbedingungen, fand bei $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{DOC}) = 4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ statt. In dem ersten Fall wurde die vorherige Versuchsreihe bei mittlerer NH_4^+ -N-Belastung und ohne NaCl-Zugabe zum Modellabwasser durchgeführt (s. Bild 14a). In dem zweiten Fall wurde die vorhergehende Versuchsreihe bei hoher NH_4^+ -N-Belastung und mit der Zugabe von 20 g/l NaCl zum synthetischen Abwasser durchgeführt (s. Bild 14b). Die beiden Teilversuche wurden mit den bereits vorhandenen in den Reaktoren Biozönosen realisiert.

Nach Erhöhung der NH_4^+ -N-Flächenbelastung von 0,54 auf 1,7 $\text{g/m}^2\cdot\text{d}$ war eine deutliche Abhängigkeit der bakteriellen NH_4^+ -N-Abbauleistung von der Temperatur zu erkennen (s. Bild 14a). In dem 5 °C-Reaktor war die NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit $\leq 0,3 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (Abbaugrad $\leq 17 \%$), während diese bei 15 °C meist $\leq 0,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (Abbaugrad $\leq 42 \%$) war. Im 25 °C-Reaktor mit den PE-Aufwuchskörpern war die NH_4^+ -N-Umsatzrate $\geq 1,3 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (Abbaugrad $\geq 76 \%$), und damit etwas höher als im Reaktor mit dem BP-Festbett, $\geq 1,2 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ bzw. Abbaugrad $\geq 70 \%$. Mit $\geq 1,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und dadurch einen Abbaugrad von $\geq 82 \%$ wurde bei 35 °C der höchste NH_4^+ -N-Umsatz erreicht. Diese Umsatzraten blieben während des sechswöchigen Experiments relativ stabil. Ab der siebten Woche wurden Kurzzeitversuche bei gleicher Belastung, aber variierender O_2 -Konzentration und Luftvolumenstrom (s. Kapitel 4.6.1 und 4.6.2), sowie Salzgehalt (s. Kapitel 4.3.2), durchgeführt.



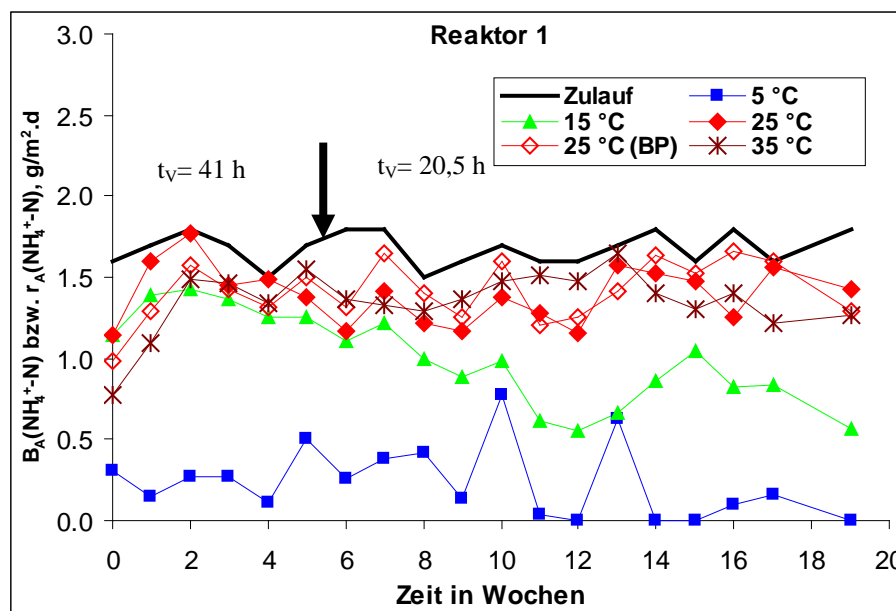
600 %-ige TKN-Last nach DWA

Bild 14a. Einfluss der Temperatur auf die NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit bei hoher NH_4^+ -N- und hoher DOC-Belastung (Reaktor 1: $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und $B_A(\text{DOC})= 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$).
 Vorversuchsbedingungen: $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 0,54 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$, $B_A(\text{DOC})= 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$, keine Zugabe von NaCl;
 Bereits bestehende Biozönose; erste Analysenwerte (Woche 0) – fünf Tage nach dem Versuchsstart;
 NH_4^+ -N-Konzentrationswerte im Anhang, Tabelle C.3.1.

In dem Bild 14b ist die NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit in Abhängigkeit von der Temperatur unter Hochlastbedingungen (zweiter Teilversuch) dargestellt. Die vorhergehende Versuchsreihe wurde bei den gleichen Belastungsbedingungen, aber mit der Zugabe von 20 g/l NaCl zum synthetischen Abwasser, durchgeführt. Ab der fünften Versuchswoche wurde durch die Zugabe von Leitungswasser die hydraulische Verweilzeit im getauchten Festbett-Reaktor von 41 auf 20,5 Stunden reduziert (s. Tabelle 17). Dabei wurden keine weiteren Betriebsparameter beeinträchtigt.

Ähnlich wie bei dem ersten Teilversuch (s. Bild 14a) war die NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit bei 5 °C auch in diesem meist $0,3 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$. Während der ersten sieben Wochen lag die NH_4^+ -N-Umsatzrate bei 15 °C $\geq 1,3 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und war anschließend ab der achten Woche stets $\leq 1 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (Abbaugrad $\leq 60 \%$). In den 25 und 35 °C-Reaktoren wurde bereits ab der zweiten Woche des Experiments das Ammonium weitgehend abgebaut. Die NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit war $\geq 1,42 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ bei einem prozentualen Umsatz von über 85 %. Ein bemerkbarer Unterschied zwischen der NH_4^+ -N-Umsatzleistung im Reaktor mit den BP- und mit den PE-Aufwuchskörpern wurde nicht festgestellt.

Während bei 25 und 35 °C die von 41 auf 20,5 Stunden reduzierte Verweilzeit (Woche 5) keine Auswirkung auf den NH_4^+ -N-Umsatz hatte, sank die NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit in dem 15 °C-Reaktor.



600 %-ige TKN-Last nach DWA

Bild 14b. Einfluss der Temperatur auf die NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit bei hoher NH_4^+ -N- und hoher DOC-Belastung (Reaktor 1: $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N}) = 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und $B_A(\text{DOC}) = 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$).
 Vorversuchsbedingungen: $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N}) = 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$, $B_A(\text{DOC}) = 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$, Zugabe von 20 g/l NaCl;
 Bereits bestehende Biozönose; erste Analysenwerte (Woche 0) – fünf Tage nach dem Versuchsstart;
 NH_4^+ -N-Konzentrationswerte im Anhang, Tabelle C.3.2.

Unabhängig von den Vorversuchsbedingungen existiert bei einer Flächenbelastung von $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N}) = 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ eine ausgeprägte Abhängigkeit der NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit von der Temperatur im getauchten Festbett-Reaktor, insbesondere für den Bereich 5 bis 25 °C. Die NH_4^+ -N-Umsatzleistung war in den 25 und 35 °C-Reaktoren vergleichbar.

Die Differenzen in der NH_4^+ -N-Abbauleistung der getauchten Festbett-Biozönose unter Hochlastbedingungen könnten durch die Temperaturabhängigkeit der Wachstumsraten der nitrifizierenden Bakterien bedingt sein. Zum Beispiel ist bei *Nitrosomonas* und *Nitrobacter*

die Wachstumsrate bei 5 °C achtzehnmal bzw. sechsmal geringer als diese bei 35 °C (s. Kapitel 2.4.5). Das bestätigte sich auch bei den Populationsanalysen mit der FISH-Methode (s. Kapitel 4.5.1 und 4.5.2). In dem Biofilm bei 5 °C wurden unter Ammonium-Hochlastbedingungen keine ammonium- und nitritoxidierende Bakterien (AO und NO) identifiziert. Bei der gleichen Temperatur, aber bei NH_4^+ -N-Belastung von $0,13 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$, wurden AO und NO in Biofilmproben gefunden. Die erhöhte organische und NH_4^+ -N-Belastung könnten die Ursache für die Abwesenheit von Nitrifikanten bei 5 °C sein.

Bei der Inbetriebnahme von Kläranlagen oder bei Änderung der Fahrwiesen ist die Einlaufzeit, d.h. die Zeit, die notwendig zum Erreichen der gewünschten Reinigungsleistung ist, von großer Bedeutung. Betrachtet man den DOC- und NH_4^+ -N-Umsatz, so ist der zweite Faktor der Entscheidende. Das erklärt sich durch die geringeren Wachstumsraten der nitrifizierenden Bakterien im Vergleich zu den heterotrophen Bakterien. In der Tabelle 24 ist die notwendige Dauer zum Erreichen eines weitgehenden NH_4^+ -N-Abbaus im getauchten Festbett-Reaktor je nach NH_4^+ -N-Belastung und Temperatur zusammengestellt.

Am Anfang der ersten und der zweiten Versuchsreihen ($B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 0,13$ und $0,54 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$) wurden die Reaktoren (außer bei 15 °C, erste Versuchsreihe) mit Belebtschlamm angeimpft, während die Dritte ($B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$) mit bereits vorhandenen Biozönosen durchgeführt wurde.

Bei einer Betriebstemperatur von 5 °C und einer NH_4^+ -N-Belastung von $0,13 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ waren 14 Wochen notwendig, um einen fast vollständigen NH_4^+ -N-Abbau zu erreichen (s. Bild 12). Im Verlauf der Versuchsreihe „mittlere NH_4^+ -N-Belastung“ mit einer Dauer von 12 Wochen wurde etwa die Hälfte von dem zugeführten Ammonium umgesetzt (s. Bild 13). Allerdings ist hier unbekannt, ob nach einer längeren Versuchsdauer noch mehr Ammonium abgebaut wird. Unter „Hochlastbedingungen“ wurden im Verlauf der ganzen Versuchsreihe (19 Wochen) etwa $0,3 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ von dem Ammonium umgesetzt (s. Bild 14b).

In dem 15 °C-Reaktor erfolgte unter „Niederlastbedingungen“ ein weitgehender NH_4^+ -N-Abbau sechs Wochen nach dem Versuchsanfang, wobei keine Animpfung des Reaktors mit Biomasse durchgeführt wurde. Während der Versuchsreihe „mittlere NH_4^+ -N-Belastung“ wurde etwa die Hälfte von dem Ammonium umgesetzt. Ähnlich wie bei 5 °C ist ungeklärt, ob nach längerer Versuchsdauer als 12 Wochen mehr Ammonium abgebaut werden kann. Bei der höchsten untersuchten NH_4^+ -N-Belastung wurden während der ersten acht Wochen Umsatzraten von bis zu $1,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ erreicht, die später nach Halbierung der hydraulischen Verweilzeit stets unter $1 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ lagen.

Bei Betriebstemperaturen von 25 und 35 °C waren maximal 2-3 Wochen notwendig, um einen weitgehenden NH_4^+ -N-Abbau, auch unter „Hochlastbedingungen“, zu erreichen.

Tabelle 24. Zeitdauer zum Erreichen eines weitgehenden NH_4^+ -N-Abbaus im getauchten Festbett-Reaktor in Abhängigkeit von der Temperatur und der NH_4^+ -N-Belastung

$B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})$	5 °C	15 °C	25 °C	35 °C
„niedrige NH_4^+ -N-Belastung“ 0,13 g/m ² ·d *	14 Wochen	6 Wochen (o. Animpfen)	1 Woche	1 Woche
„mittlere NH_4^+ -N-Belastung“ 0,54 g/m ² ·d *	nicht erreicht	nicht erreicht	2-3 Wochen	1 Woche
„hohe NH_4^+ -N-Belastung“ 1,7 g/m ² ·d **	nicht erreicht	nicht erreicht	2-3 Wochen	2-3 Wochen

*Versuchsbeginn mit „sauberen“ Reaktoren. Animpfung mit Belebtschlamm bei 5, 25 und 35 °C („niedrige NH_4^+ -N-Belastung“) und bei allen Temperaturen („hohe NH_4^+ -N-Belastung“).

**Versuchsbeginn mit bereits bestehender Festbett-Biozönose.

Vergleich mit Literaturangaben

Die gewonnenen Ergebnisse bestätigten die von Randall et al. getroffene Aussage, dass die Nitrifikanten wesentlich temperaturempfindlicher als die heterotrophen Bakterien sind [RAN-84]. Während der C-Abbau im Temperaturbereich von 5 bis 35 °C mit über 95 % vergleichbar war, zeigte sich der Abbau von Ammonium, insbesondere bei 5 und 15 °C, als stark temperaturabhängig (s. Bilder 13, 14a und 14b).

In der Tabelle 25 sind die NH_4^+ -N-Abbaugrade in Abhängigkeit von der Temperatur und der Belastung mit unterschiedlichen Verfahren zusammengestellt. Die Angaben beziehen sich auf Literaturangaben und auf die Ergebnisse eigener Untersuchungen.

Tijhuis et al. berichteten, dass der NH_4^+ -N-Abbau im Reaktor mit schwebenden Aufwuchsflächen bei Temperaturen von 20 bis 30 °C und einer NH_4^+ -N-Raumbelastung von 3,5 kg/m³·d über 90 % betrug [TIJ-92]. Bei 15 °C sank der NH_4^+ -N-Umsatzgrad auf 70 %. Payraudeau et al. stellten fest, dass im Biofilter-Reaktor bei einer NH_4^+ -N-Raumbelastung von 1,5 kg/m³·d im Temperaturbereich von 15 bis 25 °C über 90 % von dem zugeführten Ammonium abgebaut wurden [PAY-00].

Die eigenen Untersuchungen zeigten dagegen, dass bereits bei $B_R(\text{NH}_4^+-\text{N})=0,28 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$ der NH_4^+ -N-Abbaugrad bei 15 °C 60 % betrug, während dieser bei 25 und 35 °C über 85 % lag.

In Schwebebett- und Scheibentauchkörper-Reaktoren wurden bei NH_4^+ -N-Flächenbelastungen von bis zu 1,5 bzw. 1,2 g/m²·d und schwankenden Temperaturen zwischen 5 und 8 °C ca. 70 bzw. 90 % von dem zugeführten Ammonium umgesetzt [AND-00]. Die Resultate eigener Experimenten belegten, dass bei vergleichbarer Temperatur (5 °C) und Belastung ($B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})=1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$) nur 15 % von dem NH_4^+ -N abgebaut wurden.

In Wirbelbett-Reaktoren wurden unter vergleichbaren Bedingungen mit der eigenen mittleren NH_4^+ -N-Belastung ($B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 0,54 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_R(\text{NH}_4^+-\text{N})= 0,09 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$) und Betriebstemperatur von $10 \text{ }^\circ\text{C}$ 86 % [DUL-05] bzw. 92 % [MAU-03] von dem Ammonium umgesetzt. In den eigenen Reaktoren wurde bei $15 \text{ }^\circ\text{C}$ mit 75 % ein geringerer Abbaugrad erreicht.

Nach Carrera et al. konnte mit Belebtschlamm eine fast zweimal höhere Nitrifikationsrate bei einer Steigerung der Temperatur um $5 \text{ }^\circ\text{C}$ im Bereich von 15 bis $25 \text{ }^\circ\text{C}$ erreicht werden [CAR-03a]. Eine derartige Abhängigkeit konnte aus den eigenen Untersuchungsergebnissen nicht abgeleitet werden, da in der ersten Kaskadenstufe (Reaktor 1) parallel zu der Nitrifikation auch Reduktion des Nitrits und des Nitrats (N-Elimination) stattfand. Demnach kann die tatsächliche Nitrifikationsgeschwindigkeit nicht ermittelt werden. Für den zweiten Reaktor der Kaskade kann ebenso keine eindeutige Aussage bzgl. der Nitrifikationsrate getroffen werden, da in diesem eine sekundäre N-Zufuhr durch Abbau eigener Biomasse auftrat (s. Kapitel 4.1.3.2).

Tabelle 25. NH_4^+ -N-Abbaugrad in Abhängigkeit von der Temperatur und der Belastung (eigene Untersuchungen und Literaturangaben)

Reaktortyp*	Temperatur	$B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})$ $\text{g/m}^2 \cdot \text{d}^{**}$	$B_R(\text{NH}_4^+-\text{N})$ $\text{kg/m}^3 \cdot \text{d}^{**}$	NH_4^+ -N- Abbaugrad	Quelle
getauchtes Festbett	Temperaturbereich 5 - $35 \text{ }^\circ\text{C}$	0,13 0,54 1,7	0,02 0,09 0,28	$\geq 95 \%$ 50 % ($5 \text{ }^\circ\text{C}$) 75 % ($15 \text{ }^\circ\text{C}$) $\geq 95 \%$ ($25\text{-}35 \text{ }^\circ\text{C}$) $\leq 15 \%$ ($5 \text{ }^\circ\text{C}$) $\leq 60 \%$ ($15 \text{ }^\circ\text{C}$) $\geq 85 \%$ ($25\text{-}35 \text{ }^\circ\text{C}$)	eigene Resultate
Biofilter	Temperaturbereich $15\text{-}25 \text{ }^\circ\text{C}$	-	1,5	$> 90 \%$	[PAY-00]
Wirbelbett	Temperaturbereich $10\text{-}20 \text{ }^\circ\text{C}$	0,44	-	86 % ($10 \text{ }^\circ\text{C}$) 95 % ($15\text{-}20 \text{ }^\circ\text{C}$)	[DUL-05]
Wirbelbett	$10 \text{ }^\circ\text{C}$	-	0,12	92 %	[MAU-03]
Schwebebett	schwankend von 5 bis $8 \text{ }^\circ\text{C}$	0,4-1,5	-	$\leq 70 \%$	[AND-00]
Scheibentauchkörper	schwankend von 5 bis $8 \text{ }^\circ\text{C}$	0,2-1,2	-	$\leq 90 \%$	[AND-00]
Schwebende Aufwuchsflächen (Biofilm+Belebtschlamm)	Temperaturbereich $15\text{-}30 \text{ }^\circ\text{C}$	-	3,5	70 % ($15 \text{ }^\circ\text{C}$) $> 90 \%$ ($20\text{-}30 \text{ }^\circ\text{C}$)	[TIJ-92]
Belebtschlamm	Temperaturbereich $15\text{-}25 \text{ }^\circ\text{C}$	-	$15 \text{ }^\circ\text{C}$ -0,35 $20 \text{ }^\circ\text{C}$ -0,74 $25 \text{ }^\circ\text{C}$ -1,3	100 % 100 % 100 %	[CAR-03a]

*Aerobe Verfahren.

**Die Angaben beziehen sich auf kommunale oder synthetische Abwässer, die keine biologisch schwer abbaubare Substanzen enthalten.

Schlussfolgerungen für die DWA-Auslegungsrichtlinien

- 9 %-ige Last der DWA-Nitrifikationsauslegung/eigene Experimente: „niedrige NH_4^+ -N-Belastung“

Bei $B_A(\text{CSB}) = 2,5 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 0,13 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$, bezogen auf die Gesamtfläche des Reaktors, konnte parallel zu dem fast vollständigen Abbau der organischen Verbindungen ein weitgehender Ammonium-Umsatz von $\geq 95 \%$ im Temperaturbereich von 5 bis 35 °C erreicht werden. Eine Einlaufzeit von etwa vierzehn Wochen war allerdings in dem 5 °C-Reaktor notwendig. Bei 25 und 35 °C betrug die Anfahrtzeit eine Woche. In dem 15 °C-Reaktor betrug die Anlaufzeit ohne Animpfung sechs Wochen.

- 200 %-ige Last der DWA-Nitrifikationsauslegung /eigene Experimente: „mittlere NH_4^+ -N-Belastung“

In den 25 und 35 °C-Reaktoren fand bei einer 200%-igen Last der DWA-Nitrifikationsauslegung ($B_A(\text{CSB}) = 10,2 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 0,54 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$, bezogen auf die Gesamtfläche des Reaktors) ein weitgehender Abbau der organischen Verbindungen und des Ammoniums von über 95 % statt. Die eigenen Untersuchungen zeigten, dass bei den höheren Temperaturen weniger Fläche für den C-Abbau, als in den DWA-Richtlinien vorgesehen wird, notwendig war. Demzufolge stand mehr Fläche für den Ammonium-Umsatz zur Verfügung.

Bei der für die deutschen Abwasserverhältnisse typischen Temperatur von 15 °C wurde unter diesen Bedingungen der organisch gebundene Kohlenstoff nahezu vollständig abgebaut, während etwa 75 % von dem zugeführten Ammonium umgesetzt wurden. In diesem Fall ist es empfehlenswert, mehr Aufwuchsfläche zur Verfügung zu stellen

Ähnlich war die Situation in dem 5 °C-Reaktor, wobei hier jedoch mehr zusätzliche Fläche als im 15 °C-Reaktor erforderlich wäre, da bei 5 °C-Reaktor nur 50 % von dem zugeführten Ammonium abgebaut wurden.

- 600 %-ige Last der DWA-Nitrifikationsauslegung /eigene Experimente: „hohe NH_4^+ -N-Belastung“

Bei $B_A(\text{CSB}) = 10,2 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$, bezogen auf die Gesamtfläche des Reaktors, wurden die organischen Stoffe und das Ammonium mit $\geq 95 \%$ bzw. $\geq 85 \%$ in den 25 und 35 °C-Reaktoren weitgehend umgesetzt. Unter diesen Bedingungen wurden in dem 15 °C-Reaktor 60 % von dem zugeführten Ammonium abgebaut.

4.1.2.2 NH_4^+ -N-Abbau im „Gleichgewichtszustand“ bei 5 und 35 °C im Reaktor 1

In diesem Kapitel wird der NH_4^+ -N-Abbau in den 5 °C- und 35 °C-Reaktoren unter unterschiedlichen Belastungsbedingungen betrachtet, da nur für diese Reaktoren Betriebsdaten für alle drei NH_4^+ -N-Lastzustände unter vergleichbaren Versuchsbedingungen vorliegen. Unter NH_4^+ -N-Niederlastbedingungen wurde z.B. bei 15 °C auf die Animpfung mit Biomasse verzichtet, während bei 25 °C nur BP-Aufwuchskörper verwendet wurden.

Für jede Versuchsreihe wurde ein „Gleichgewichtszustand“ festgelegt (s. Kapitel 4.1.2.1, Versuchsdurchführung). Die für die jeweiligen Versuchsreihen als „Gleichgewicht“ definierten Versuchsabschnitte bei 5 und 35 °C sind in der Tabelle 26 aufgeführt.

Es ist jedoch nicht auszuschließen, dass möglicherweise bei 5 °C der tatsächliche Gleichgewichtszustand für die Versuchsreihe „mittlere NH_4^+ -N Belastung“ erst nach der zwölften Versuchswoche erreicht wurde. Dies kann aber nicht bestätigt werden, da ab der dreizehnten Woche die Versuchsbedingungen verändert wurden (s. Kapitel 4.1.2.1, Ergebnisse: mittlere NH_4^+ -N-Belastung).

Tabelle 26. „Gleichgewichtszustände“ bei 5 und 35 °C

Versuchsreihe	5 °C	35 °C
„niedrige NH_4^+ -N-Belastung“, 9 %-ige DWA-Last	14-20 Woche	6-20 Woche
„mittlere NH_4^+ -N-Belastung“, 200 %-ige DWA-Last	2-12 Woche	7-12 Woche
„hohe NH_4^+ -N-Belastung“, 600 %-ige DWA-Last	8-19 Woche	8-19 Woche

In den Bildern 15 und 16 ist die NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit als Funktion der NH_4^+ -N-Flächenbelastung im „Gleichgewichtszustand“ bei 5 und 35 °C dargestellt. Bei der niedrigsten untersuchten NH_4^+ -N-Belastung ($B_A(\text{NH}_4^+-\text{N}) = 0,13 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$) wurden in den Reaktoren bei 5 und 35 °C meistens über 95 % von dem Zulauf- NH_4^+ -N umgesetzt. Stiegen die NH_4^+ -N-Flächenbelastung von 0,13 auf 0,54 $\text{g/m}^2 \cdot \text{d}$ und die DOC-Flächenbelastung von 0,9 auf 4,4 $\text{g/m}^2 \cdot \text{d}$, sank die NH_4^+ -N-Abbauleistung der getauchten Festbett-Biozönose bei 5 °C, sodass etwa die Hälfte von dem zugeführten Ammonium umgesetzt wurde. Dagegen erfolgte auch bei der erhöhten Belastungen in dem 35 °C-Reaktor ein fast 100 %-iger NH_4^+ -N-Abbau.

Nach Erhöhung der NH_4^+ -N-Flächenbelastung auf 1,7 $\text{g/m}^2 \cdot \text{d}$ fand in dem 5 °C-Reaktor ein NH_4^+ -N-Abbau statt, der meist $\leq 15 \%$ war. Die NH_4^+ -N-Umsatzleistung war im 35 °C-Reaktor unter diesen Bedingungen nicht vollständig, blieb aber im Regelfall mit 1,42 $\text{g/m}^2 \cdot \text{d}$ bei einem prozentuellen Abbau von etwa 85 % weitgehend stabil.

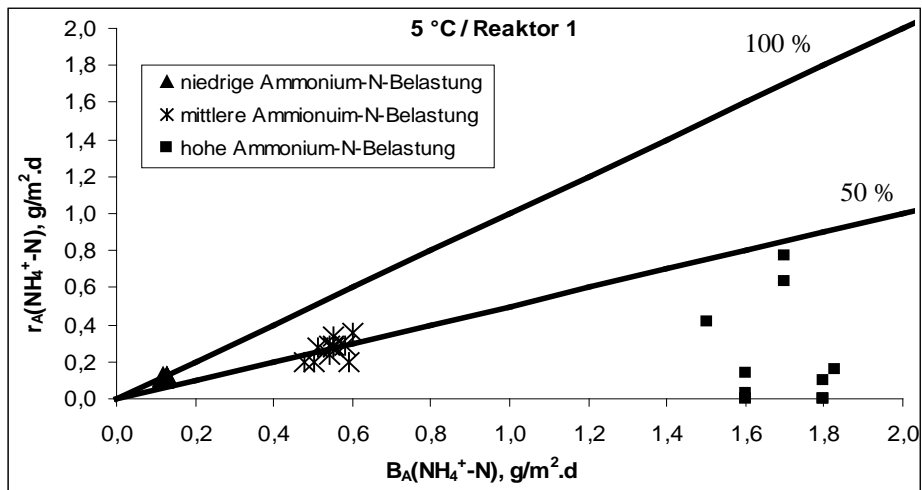


Bild 15. $\text{NH}_4^+\text{-N}$ -Abbaugeschwindigkeit als Funktion der $\text{NH}_4^+\text{-N}$ -Flächenbelastung bei 5 °C im Reaktor 1 bei niedriger (0,13 $\text{g/m}^2\cdot\text{d}$, 9 % DWA-Last) mittlerer (0,54 $\text{g/m}^2\cdot\text{d}$, 200 % DWA Last) und hoher (1,7 $\text{g/m}^2\cdot\text{d}$, 600 % DWA Last) $\text{NH}_4^+\text{-N}$ -Flächenbelastung; entsprechende DOC-Flächenbelastungen: 0,9 $\text{g/m}^2\cdot\text{d}$, 4,4 $\text{g/m}^2\cdot\text{d}$ und 4,4 $\text{g/m}^2\cdot\text{d}$.

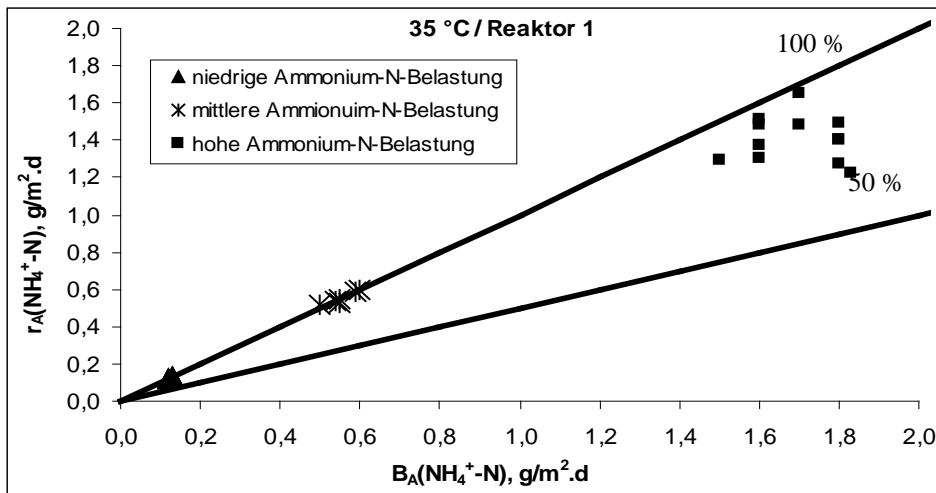


Bild 16. $\text{NH}_4^+\text{-N}$ -Abbaugeschwindigkeit als Funktion der $\text{NH}_4^+\text{-N}$ -Flächenbelastung bei 35 °C im Reaktor 1 bei niedriger (0,13 $\text{g/m}^2\cdot\text{d}$, 9 % DWA-Last), mittlerer (0,54 $\text{g/m}^2\cdot\text{d}$, 200 % DWA-Last) und hoher (1,7 $\text{g/m}^2\cdot\text{d}$, 600 % DWA-Last) $\text{NH}_4^+\text{-N}$ -Flächenbelastung; entsprechende DOC-Flächenbelastungen: 0,9 $\text{g/m}^2\cdot\text{d}$, 4,4 $\text{g/m}^2\cdot\text{d}$ und 4,4 $\text{g/m}^2\cdot\text{d}$.

4.1.2.3 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ -Abbau in der Zweireaktorkaskade (Reaktoren 1+2)

Versuchsdurchführung

Die DWA-Richtlinien für die getauchten Festbett-Reaktoren sehen für die Abwasserreinigung mit Nitrifikation eine mindestens dreistufige Kaskadebauweise vor. Im Rahmen der vorliegenden Untersuchungen wurde unter Ammonium- und DOC-Hochlastbedingungen jedem Reaktor ein zweiter identischer Reaktor nachgeschaltet, sodass fünf zweistufige Kaskaden entstanden. Dabei ergaben sich die folgenden, bezogen auf die Gesamtfläche der Kaskade, Belastungen: $B_A(\text{CSB}) = 5,1 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 0,85 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$.

Betrachtet man die DWA-Bemessungskriterien für $B_A(\text{BSB}_5) \leq 12 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ als 100 %-Wert, war bei einer CSB-Belastung von 5,1 $\text{g/m}^2\cdot\text{d}$ etwa 43 % der verfügbaren Kaskadeoberfläche

ausreichend, um den Abbau der organischen Verbindungen zu realisieren. Demzufolge standen 57 % der Reaktorfläche für den Abbau des Ammoniums zur Verfügung (s. Tabelle 27). Die berechnete NH_4^+ -N-Flächenbelastung, bezogen auf die für die Nitrifikation freie Fläche, betrug somit $1,5 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$. Mit der Zweireaktorkaskadenbauweise wurde unter den ausgewählten Belastungsbedingungen eine 86 %-ige Auslastung der in den DWA-Richtlinien empfohlenen Nitrifikationsauslegung erreicht.

Bei alleinigem Bezug auf die Fläche des Reaktors 2 ergaben sich folgende durchschnittliche NH_4^+ -N-Flächenbelastungen: $1,45 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ bei $5 \text{ }^\circ\text{C}$, $0,8 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ bei $15 \text{ }^\circ\text{C}$ und $\leq 0,3 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ bei 25 und $35 \text{ }^\circ\text{C}$ (s. Tabelle 28). Die DOC-Belastung betrug $0,2 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ bei $5 \text{ }^\circ\text{C}$ und $\leq 0,1 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ bei allen anderen Temperaturen.

Die Reaktoren 2 wurden im Verlauf der Versuchsreihe „hohe NH_4^+ -N-Belastung“ am Anfang des zweiten Teilversuchs (s. Kapitel 4.1.2.1 Ergebnisse: hohe NH_4^+ -N-Belastung) in Betrieb genommen. Für die Animpfung der zweiten Reaktoren der fünf Kaskaden wurde die Ablauf-Biomasse des jeweiligen Reaktors 1 verwendet.

In den zweiten getauchten Festbett-Reaktoren waren die plattenförmigen PE-Aufwuchskörper identisch mit denen in den ersten Reaktoren der Kaskade. Aufgrund von fehlendem Material wurde dem Reaktor mit den BP-Aufwuchskörpern bei $25 \text{ }^\circ\text{C}$ ein Reaktor mit PE-Platten nachgeschaltet.

Die analytische Bestimmung der Konzentrationen am Ablauf des Reaktors 2 erfolgte ab der zweiten Versuchswoche (s. Anhang, Tabelle C.3.3).

Tabelle 27. Theoretische Auslastung der Fläche in der zweistufigen Kaskade aus getauchten Festbett-Reaktoren und Vergleich der eigenen Auslegung mit der DWA-Auslegung

	Reaktor 1	Kaskade (Reaktoren 1+2)
$B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) \approx B_A(\text{TKN}), \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}^*$	1,70	0,85
$B_A(\text{CSB}) \approx B_A(\text{BSB}_5), \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}^*$	10,20	5,10
theoretische Auslastung der Gesamtfläche im getauchten Festbett- Reaktor, ausgelegt für den C- Abbau**	85 % für den C-Abbau	43 % für den C-Abbau
	bleiben 15 % für den NH_4^+ -N-Abbau	bleiben 57 % für den NH_4^+ -N-Abbau
berechnete $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N})$, bezogen auf die freie für die Nitrifikation Fläche	$11,30 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$	$1,50 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$
eigene Auslegung des NH_4^+ -N- Abbaus, verglichen mit der DWA- Nitrifikationsauslegung**	600 %-ige Last, bezogen auf die DWA-Auslegung	entspricht der DWA- Auslegung (86 %-ige Last)

*Reaktor 1: B_A bezogen auf die Fläche des Reaktors 1; Kaskade: B_A bezogen auf die Gesamtfläche der Kaskade (Reaktoren 1+2).

** $B_A(\text{BSB}_5) \leq 12 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{TKN}) \leq 1,75 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$, empfohlen in den DWA-Richtlinien, wurden hier als die maximale mögliche Belastung und dadurch als 100 %-Wert betrachtet [ATV-02].

Ergebnisse

Der Einfluss der Temperatur auf die NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit ist in den Bildern 17 bis 21 dargestellt. In der Tabelle 28 sind die NH_4^+ -N-Belastung, die NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit und der NH_4^+ -N-Abbaugrad im Reaktor 1 und im Reaktor 2 der Kaskade aufgeführt. Dies sind Durchschnittswerte für den Versuchsabschnitt 8-19 Woche (zur Erläuterung s. Kapitel 4.1.3.2).

Bei einer durchschnittlichen NH_4^+ -N-Flächenbelastung von $1,45 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ wurde im $5 \text{ }^\circ\text{C}$ -Reaktor 2 ein NH_4^+ -N-Abbau von zumeist $< 0,1 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ realisiert (s. Bild 17). Ähnlich wie im Reaktor 1 der Kaskade bei $5 \text{ }^\circ\text{C}$ fand auch hier keine Erhöhung der NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit über die gesamte Versuchsdauer von 19 Wochen statt.

Im Reaktor 2 bei $15 \text{ }^\circ\text{C}$ erfolgte bei einer NH_4^+ -N-Flächenbelastung von $0,8 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ ein NH_4^+ -N-Abbau von etwa $0,3 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (s. Bild 18). Um diese Umsatzrate zu erreichen, waren etwa zehn Wochen notwendig. Die von der Biozönose im Reaktor 1 bei $15 \text{ }^\circ\text{C}$ maximal realisierte NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit wurde bereits zwei Wochen nach dem Versuchsstart erreicht (s. Bilder 14a und 14b). Allerdings wurden die Untersuchungen im Reaktor 1 mit einer schon existierenden Biozönose durchgeführt, während im Reaktor 2 die Experimente mit „sauberen“ Aufwuchskörpern gestartet wurden.

Bei Betriebstemperaturen von 25 und $35 \text{ }^\circ\text{C}$ wurde das Ammonium bereits in dem Reaktor 1 weitgehend umgesetzt (s. Bild 14b). Bei einer NH_4^+ -N-Flächenbelastung von $\leq 0,3 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ betrug die NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit in den Reaktoren 2 bei 25 und $35 \text{ }^\circ\text{C}$ meistens $0,1 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (s. Bilder 19, 20 und 21).

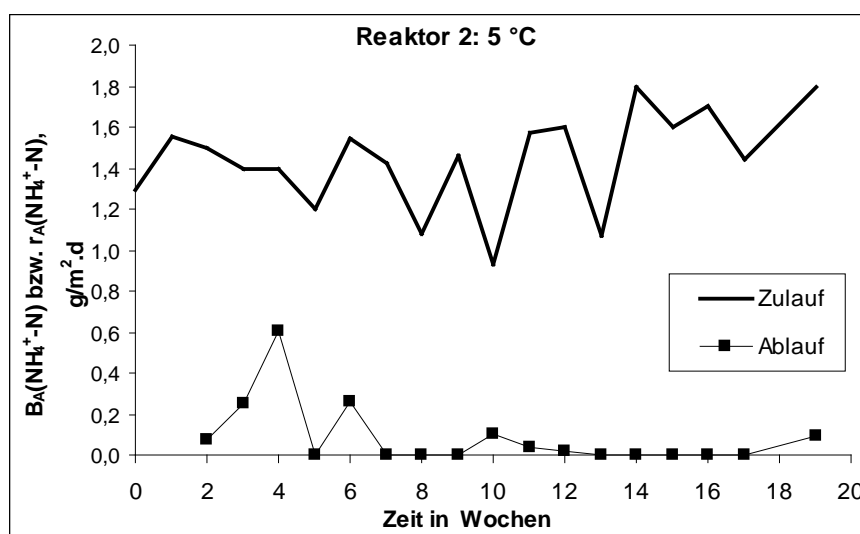


Bild 17. Einfluss der Temperatur auf die NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit bei $5 \text{ }^\circ\text{C}$ im Reaktor 2, ($B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})$ und $r_A(\text{NH}_4^+-\text{N})$, bezogen auf die Fläche des Reaktors 2).

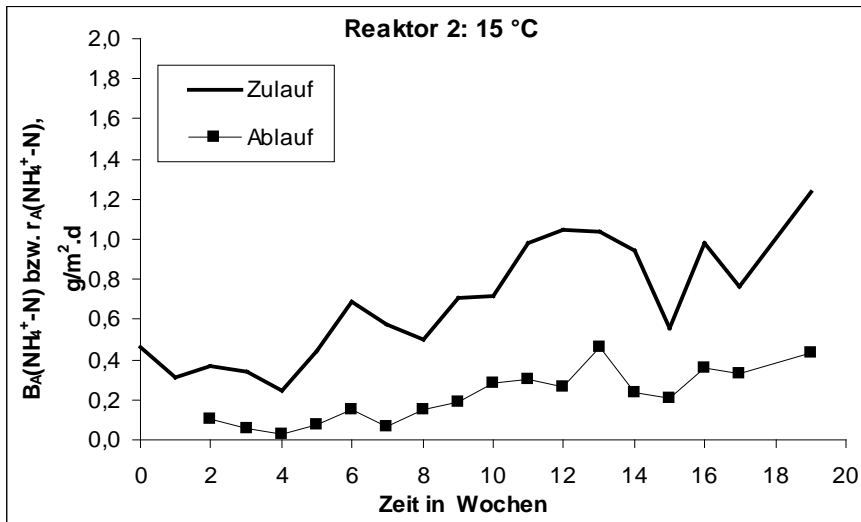


Bild 18. Einfluss der Temperatur auf die NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit bei 15 °C im Reaktor 2, ($B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})$ und $r_A(\text{NH}_4^+-\text{N})$, bezogen auf die Fläche des Reaktors 2).

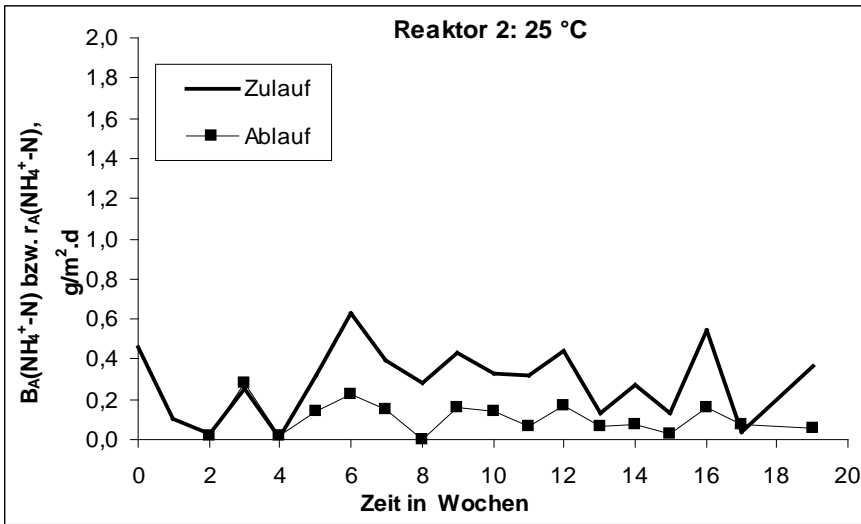


Bild 19. Einfluss der Temperatur auf die NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit bei 25 °C im Reaktor 2, ($B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})$ und $r_A(\text{NH}_4^+-\text{N})$, bezogen auf die Fläche des Reaktors 2).

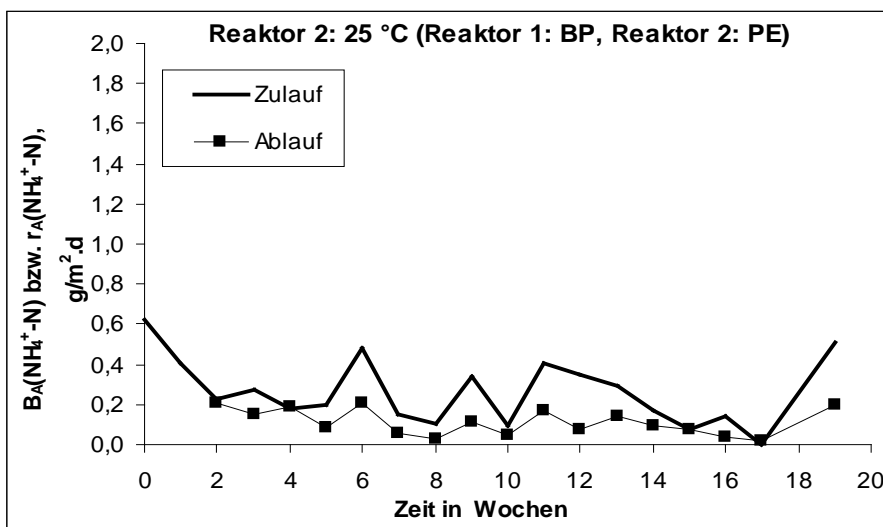


Bild 20. Einfluss der Temperatur auf die NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit bei 25 °C im Reaktor 2 (Reaktor 1: BP, Reaktor 2: PE), ($B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})$ und $r_A(\text{NH}_4^+-\text{N})$, bezogen auf die Fläche des Reaktors 2).

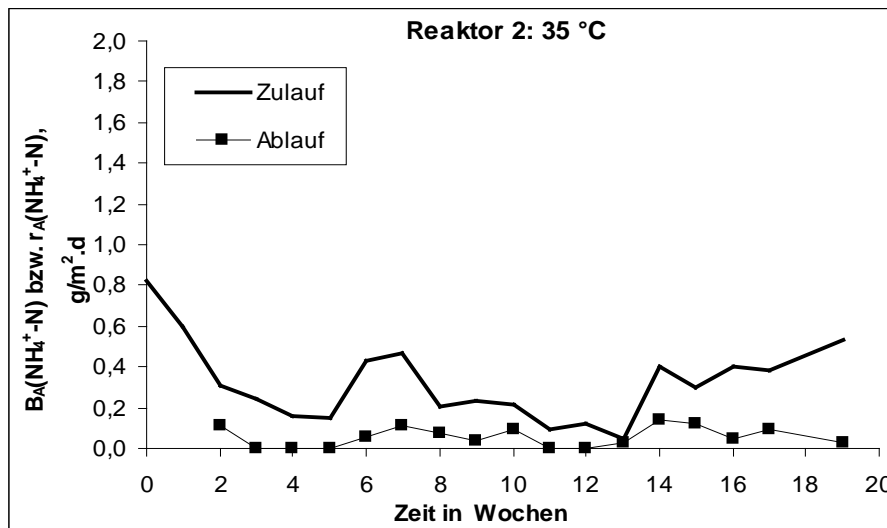


Bild 21. Einfluss der Temperatur auf die NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit bei 35 °C im Reaktor 2, ($B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})$ und $r_A(\text{NH}_4^+-\text{N})$, bezogen auf die Fläche des Reaktors 2).

Tabelle 28. NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit und -Abbaugrad in Abhängigkeit von der Temperatur im Reaktor 1 und im Reaktor 2 (Durchschnittswerte für den Versuchsabschnitt 8-19 Woche)

Temperatur	Reaktor 1			Reaktor 2		
	$B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})$, $\text{g/m}^2 \cdot \text{d}$	$r_A(\text{NH}_4^+-\text{N})$, $\text{g/m}^2 \cdot \text{d}$	Abbaugrad, %	$B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})$, $\text{g/m}^2 \cdot \text{d}$	$r_A(\text{NH}_4^+-\text{N})$, $\text{g/m}^2 \cdot \text{d}$	Abbaugrad, %
5 °C	1,7	0,25	15	1,45	0,02	1
15 °C	1,7	0,90	53	0,80	0,29	36
25 °C	1,7	1,41	83	0,29	0,09	31
25°C (BP)	1,7	1,48	87	0,22	0,09	41
35 °C	1,7	1,48	87	0,22	0,06	27

Die Belastungen und die Abbaugeschwindigkeiten sind auf die Fläche der einzelnen Reaktoren bezogen. Der Abbaugrad für Reaktor 2 bezieht sich auf die Belastung in diesem Reaktor.

In dem Bild 22 ist der NH_4^+ -N-Abbaugrad im Reaktor 1 und in der Gesamtkaskade (Reaktor 1+2) aufgeführt. Unter den ausgewählten Versuchsbedingungen führte die Verdopplung der Aufwuchsfläche bei einer Betriebstemperatur von 5 °C zu keiner Steigerung des NH_4^+ -N-Umsatzes. Das deutete auf eine sehr verlangsamte Nitrifikation aufgrund der geringen Wachstumsgeschwindigkeit der Nitrifikanten bei dieser Temperatur hin.

Bei einer NH_4^+ -N-Flächenbelastung von 0,85 $\text{g/m}^2 \cdot \text{d}$ (bezogen auf die Gesamtfläche der Kaskade) und einer Verweilzeit von 20,5 Stunden pro Reaktor erwies sich bei 15 °C die Zweireaktorkaskadebauweise als notwendig. Unter diesen Bedingungen wurden über 95 % der organischen Verbindungen und 84 % des Ammoniums abgebaut (53 % im Reaktor 1 und 31 % im Reaktor 2).

Bei 25 und 35 °C wurden diese NH_4^+ -N-Abbaugrade bereits im Reaktor 1 erreicht. Ein zusätzlicher NH_4^+ -N-Umsatz von bis zu 10 % konnte im Reaktor 2 der Kaskaden bei diesen Temperaturen realisiert werden.

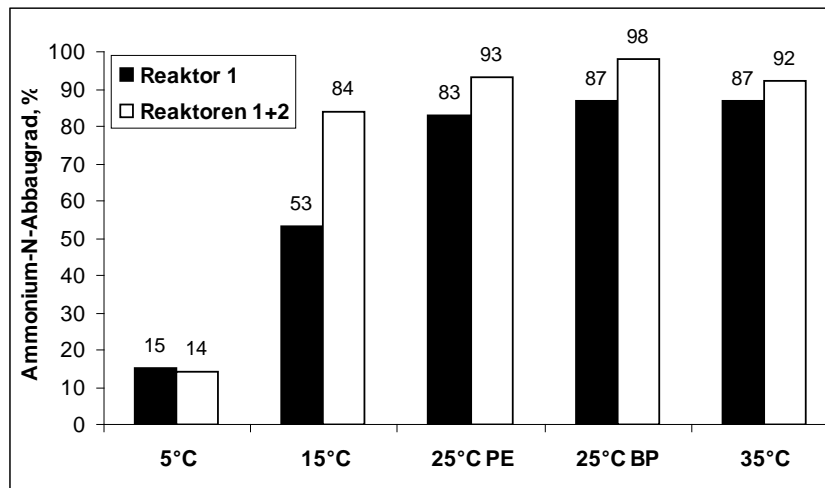


Bild 22. NH_4^+ -N-Abbaugrad im Reaktor 1 und in der Gesamtkaskade (Reaktoren 1+2) in Abhängigkeit von der Temperatur bei $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 0,85 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$, bezogen auf die Gesamtfläche der Kaskade.

Schlussfolgerungen für die DWA-Auslegungsrichtlinien

In den DWA-Richtlinien für die Auslegung der getauchten Festbett-Reaktoren wird für die Abwasserreinigung mit Nitrifikation mindestens eine dreistufige Kaskadebauweise empfohlen. Dabei wird eine maximale TKN-Flächenbelastung von $1,75 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ vorgeschrieben. Im Rahmen der eigenen Untersuchungen wurden die Reaktoren entsprechend der DWA-Nitrifikationsauslegung bemessen und gebaut. Dabei wurde anstatt einer dreistufigen eine zweistufige Kaskade in Betrieb genommen.

Bei einer für die deutschen kommunalen Abwässer typischen Betriebstemperatur von $15 \text{ }^\circ\text{C}$ und bei $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 0,85 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$, bezogen auf die Gesamtfläche der Kaskade, wurde im Labormaßstab parallel zu dem nahezu vollständigen Abbau der organischen Verbindungen, ein weitgehender Umsatz des Ammoniums von 84 % erreicht.

Beträgt die NH_4^+ -N-Flächenbelastung $0,85 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$, bezogen auf die Gesamtfläche der Kaskade, ist aufgrund der gewonnenen Ergebnisse eine Dreireaktorkaskade bei $15 \text{ }^\circ\text{C}$ nicht notwendig, da der vollständige Ammonium-Abbau mit einigen geringfügigen Erweiterungen auch innerhalb der zweistufigen Kaskade realisiert werden kann. Zum einen kann eine erweiterte Festbett-Fläche zu einem hinreichenden Ammonium-Umsatz führen. Zum anderen kann die Nitrifikationsleistung innerhalb der Kaskade durch eine Zwischenklärung zwischen dem ersten und dem zweiten Reaktor verbessert werden.

Betrug die Reaktortemperatur 25 bis $35 \text{ }^\circ\text{C}$, wurden vergleichbare Umsatzraten wie bei $15 \text{ }^\circ\text{C}$ bereits im ersten Reaktor der Kaskade erreicht (CSB-Abbaugrad von $\geq 95 \text{ } \%$ und NH_4^+ -N-Abbaugrad von $\geq 83 \text{ } \%$). Die DWA -Nitrifikationsauslegung kann deshalb für BSB₅- und TKN-Flächenbelastungen von $\leq 10,2 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $\leq 1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ bei Temperaturen von 25 und

35 °C in einer Einzelreaktorbauweise erfolgreich angewendet werden. Wenn ein $\text{NH}_4^+\text{-N}$ -Abbaugrad von $\geq 83\%$ nicht ausreichend ist, könnte auch in diesem Fall eine Erweiterung der Festbett-Fläche für das Erreichen eines vollständigen Ammonium-Abbaus beitragen. Aus Sicht der eigenen Erfahrung ist eine Kaskadenbauweise hier nicht erforderlich.

Bei $B_A(\text{CSB}) = 5,1 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 0,85 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$, bezogen auf die Gesamtfläche der zweistufigen Kaskade, konnten bei 5 °C nur 15 % von dem zugeführten Ammonium abgebaut werden. Das passierte hauptsächlich in dem ersten Reaktor der Kaskade, wobei der abgebaute $\text{NH}_4^+\text{-N}$ ausschließlich für den Aufbau der Biomasse verwendet wurde (s. Kapitel 4.1.3.1).

Die eigenen Untersuchungen zeigten, dass bei einer Betriebstemperatur von 5 °C entsprechend der DWA-Auslegung nur die organischen Stoffe abgebaut werden können, während das zugeführte Ammonium zu 85 % am Ablauf der Kaskade erhalten bleibt. Vermutlich wird in diesem Fall auch ein dritter getauchter Festbett-Reaktor zu keiner signifikanten Verbesserung der Nitrifikationsleistung führen, da die geringe $\text{NH}_4^+\text{-N}$ -Umsatzleistung der 5 °C-Biozönose auf das langsame Wachstum der Nitrifikantenpopulation im Biofilm zurückzuführen ist.

Hier wäre zu fragen, welche Umsatzleistung ein bei höheren Temperaturen etablierter Nitrifikantenbiofilm bei 5 °C erzielen würde. Ein im Sommer ausgebildeter Biofilm arbeitet auch in der kalten Jahreszeit bei Temperaturen ≈ 5 °C. Das Aufwachsen bei diesen Temperaturen scheint für technische Verhältnisse zu langsam zu erfolgen. Selbst bei 15 °C scheint es mehr als fünf Monate in Anspruch zu nehmen (s. Bild 18).

4.1.3 Eliminiertes Stickstoff

4.1.3.1 Eliminiertes Stickstoff im Reaktor 1

Versuchsdurchführung

Der abgebaute $\text{NH}_4^+\text{-N}$ kann über verschiedene Reaktionswege, wie z.B. Oxidation bis zu $\text{NO}_2^-\text{-N}$ und $\text{NO}_3^-\text{-N}$ oder Inkorporation in die Biomasse, umgesetzt werden. Im Biofilm des getauchten Festbett-Reaktors können sich anoxische Zonen ausbilden, in denen eine simultane N-Elimination der oxidierten N-Verbindungen zu N-Gasen oder im Idealfall zu molekularem Stickstoff stattfindet. Auf dieser Weise entsteht im permanent belüfteten getauchten Festbett-Reaktor ein komplexes System, in dem parallel zu den aeroben ebenso anoxische Umsatzmechanismen realisiert werden können.

Der Anteil des im getauchten Festbett-Reaktor in Form von gasförmigem Stickstoff eliminierten gelösten Stickstoffs wurde anhand einer Bilanz des N-Umsatzes, kurz N-Bilanz

benannt, kalkuliert. Eine ausführliche Beschreibung der Vorgehensweise bei der Erstellung der N-Bilanz ist im Kapitel 3.11 aufgeführt.

Ergebnisse

In den Tabellen 29-33 ist die Bilanz des N-Umsatzes in Abhängigkeit von der Temperatur bei unterschiedlichen NH_4^+ -N-Belastungen dargestellt. N-Bilanzdaten der 15 und 25 °C (PE)-Reaktoren fehlen für die Versuchsreihe „niedrige NH_4^+ -N-Belastung“. Während dieser wurde in dem 15 °C-Reaktor auf die Animpfung mit Belebtschlamm verzichtet und somit waren die Ergebnisse nicht vergleichbar mit diesen der anderen Reaktoren. Der 25 °C-Reaktor mit den PE-Aufwuchskörpern wurde erst in einer späteren Versuchsphase in Betrieb genommen.

Die N-Elimination könnte über Nitrifikation-Denitrifikation, Nitritation-Denitritation oder über Nitritation-ANAMMOX (Deammonifikation) ablaufen. Weiterhin könnte der Stickstoff in organischen Verbindungen wie Aminosäuren oder Proteinen, die in gelöster Form vorkommen, gebunden werden und als gelöster organischer Stickstoff den Reaktor verlassen. Diese Vermutung kann nicht nachgewiesen werden, da sich die Bestimmung des Proteins und damit die Berechnung des gebundenen Stickstoffs in die Biomasse nur auf den suspendierten Anteil bezieht. Die Bildung von löslichen organischen N-Verbindungen erschien jedoch unwahrscheinlich. Demnach wird in der vorliegenden Arbeit unter „eliminiertem Stickstoff“ dieser verstanden, der über Denitrifikation-, Denitritation- oder ANAMMOX-Prozesse bis gasförmigem Stickstoff (Oxide oder N_2) umgewandelt wurde.

5 °C-Reaktor

Bei der niedrigsten untersuchten NH_4^+ -N-Flächenbelastung ($B_A(\text{NH}_4^+\text{-N})= 0,13 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$) wurde der dem 5 °C-Reaktor zugeführte NH_4^+ -N fast zu 100 % umgesetzt und ausschließlich für den Zellenaufbau verwendet. Bei der höchsten untersuchten Belastung ($B_A(\text{NH}_4^+\text{-N})= 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$) wurde der abgebaute NH_4^+ -N (15 %) wieder nur in die Biomasse inkorporiert. Im Rahmen der Messgenauigkeit wurde bei 5 °C keine Nitrit- und Nitrat-Bildung festgestellt. Betrug die NH_4^+ -N-Flächenbelastung $0,54 \text{ g/m}^2$, wurden rechnerisch 25 % von dem umgesetzten NH_4^+ -N eliminiert.

Die Populationsanalysen mit der FISH-Methode zeigten, dass während der Versuchsreihe „hohe NH_4^+ -N-Belastung“ im Biofilm des 5 °C-Reaktors keine ammoniumoxidierende und nitritoxidierende Bakterien (AO und NO) vorhanden waren (s. Kapitel 4.5.1 und 4.5.2). Während der Versuchsreihe „niedrige NH_4^+ -N-Belastung“, die bei einer Verweilzeit von 62 Stunden (statt 20,5 Stunden) verlief, wurden dagegen AO und NO in dem 5 °C-Biofilm identifiziert. Die Anwesenheit von Nitrifikanten zeigte, dass unter NH_4^+ -N-Niederlast-

bedingungen eine Nitrifikation potentiell stattfinden kann, obwohl weder Nitrit und Nitrat gemessen wurden noch eine N-Elimination rechnerisch ermittelt wurde.

15 °C-Reaktor

Bei 15 °C kamen geringfügige Anteile des abgebauten Ammoniums in Form von Nitrit und Nitrat vor $\leq 3 \%$ von dem Zulauf $\text{-NH}_4^+\text{-N}$). Wahrscheinlich wurde ein größerer Teil des $\text{NH}_4^+\text{-N}$ nitrifiziert, da die berechnete N-Elimination (über Denitrifikation, Denitrifikation und/oder ANAMMOX) 23 bzw. 30 % je nach $\text{NH}_4^+\text{-N}$ -Belastung betrug.

Mit den FISH-Untersuchungen wurde festgestellt, dass während der Versuchsreihe „hohe $\text{NH}_4^+\text{-N}$ -Belastung“ in der Festbett-Biozönose bei 15 °C ammoniumoxidierende Bakterien von *Nitrosomonas spp.*, *Nitrosococcus mobilis* und *Nitrosospira spp.* stark vertreten waren (s. Kapitel 4.5.1). Nitritoxidierende Bakterien von *Nitrospira moscoviensis* und *Nitrobacter spp.* wurden nicht identifiziert (s. Kapitel 4.5.2). Die Nitratation wurde wahrscheinlich von anderen NO, die hier nicht untersucht wurden, realisiert.

Die N-Elimination in dem 15 °C-Reaktor lief, möglicherweise parallel zu einer Denitrifikation, über eine Deammonifikation ab. Die Anwesenheit der ANAMMOX-Bakterien in dem 15 °C-Biofilm wurde mittels FISH bestätigt (s. Kapitel 4.5.3).

25 °C-Reaktoren

In den beiden 25 °C-Reaktoren war die $\text{NH}_4^+\text{-N}$ -Abbauleistung vergleichbar, während die Nitrit-Bildung im Reaktor mit den PE-Aufwuchskörpern, mit 11 bzw. 20 % von dem zugeführten $\text{NH}_4^+\text{-N}$ je nach Belastung, wesentlich intensiver als im Reaktor mit den BP-Aufwuchskörpern erschien. Allerdings bot das BP-Material begünstigende Bedingungen für die anoxischen Vorgänge an. Demnach ist es zu vermuten, dass die N-Elimination in dem Reaktor mit den BP-Platten schneller als im Reaktor mit den PE-Platten ablief, sodass das gebildete Nitrit und Nitrat gleich reduziert wurden.

Die Quasi-Quantifizierung mit der FISH-Methode ergab, dass die AO, die NO und die ANAMMOX-Bakterien in den Biofilm-Proben der beiden 25 °C-Reaktoren in ähnlicher Konzentration vertreten waren (s. Kapitel 4.5.1, 4.5.2 und 4.5.3).

35 °C-Reaktor

In dem 35 °C-Reaktor wurde ein $\text{NH}_4^+\text{-N}$ -Abbau von 100 % bei niedriger und mittlerer und von 87 % bei hoher Belastung erreicht. Allerdings sank der Anteil des eliminierten Stickstoffs von fast 90 % bei $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 0,13 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ auf 30 % bei $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$. Dadurch trat unter $\text{NH}_4^+\text{-N}$ -Hochlastbedingungen im Reaktorablauf bis zu 54 % Stickstoff in löslicher

Form ($\text{NH}_4^+\text{-N}$, $\text{NO}_2^-\text{-N}$ und $\text{NO}_3^-\text{-N}$) auf. Eine hinreichende N-Elimination des gebildeten Nitrits und Nitrats fand in den tieferen Biofilmschichten nicht statt.

Tabelle 29. N-Umsatzgrade in Abhängigkeit von der $\text{NH}_4^+\text{-N}$ -Belastung bei 5 °C im Reaktor 1

$B_A(\text{NH}_4^+\text{-N})$ g/m ² ·d	$B_A(\text{DOC})$ g/m ² ·d	$\text{NH}_4^+\text{-N}$ - Abbau %	$\text{NO}_2^-\text{-N}$ Bildung %	$\text{NO}_3^-\text{-N}$ Bildung %	N- Inkorporation in die Biomasse %	N- Elimination %
0,13	0,90	98	< 1	< 1	98	< 1
0,54	4,40	56	< 1	< 1	31	25
1,70	4,40	15	< 1	< 1	15	< 1

Tabelle 30. N-Umsatzgrade in Abhängigkeit von der $\text{NH}_4^+\text{-N}$ -Belastung bei 15 °C im Reaktor 1

$B_A(\text{NH}_4^+\text{-N})$ g/m ² ·d	$B_A(\text{DOC})$ g/m ² ·d	$\text{NH}_4^+\text{-N}$ - Abbau %	$\text{NO}_2^-\text{-N}$ Bildung %	$\text{NO}_3^-\text{-N}$ Bildung %	N- Inkorporation in die Biomasse %	N- Elimination %
0,54	4,40	63	2	< 1	38	23
1,70	4,40	53	3	2	18	30

Angaben für $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 0,13 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ nicht aufgeführt, da in diesem Versuch keine Animpfung mit Belebtschlamm realisiert wurde.

Tabelle 31. N-Umsatzgrade in Abhängigkeit von der $\text{NH}_4^+\text{-N}$ -Belastung bei 25 °C im Reaktor 1

$B_A(\text{NH}_4^+\text{-N})$ g/m ² ·d	$B_A(\text{DOC})$ g/m ² ·d	$\text{NH}_4^+\text{-N}$ - Abbau %	$\text{NO}_2^-\text{-N}$ Bildung %	$\text{NO}_3^-\text{-N}$ Bildung %	N- Inkorporation in die Biomasse %	N Elimination %
0,54	4,40	100	11	< 1	28	61
1,70	4,40	83	20	2	21	40

Angaben für $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 0,13 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ fehlen, da zu dem Zeitpunkt kein Reaktor mit PE-Platten bei 25 °C im Betrieb war.

Tabelle 32. N-Umsatzgrade in Abhängigkeit von der $\text{NH}_4^+\text{-N}$ -Belastung bei 25 °C (BP) im Reaktor 1

$B_A(\text{NH}_4^+\text{-N})$ g/m ² ·d	$B_A(\text{DOC})$ g/m ² ·d	$\text{NH}_4^+\text{-N}$ - Abbau %	$\text{NO}_2^-\text{-N}$ Bildung %	$\text{NO}_3^-\text{-N}$ Bildung %	N- Inkorporation in die Biomasse %	N- Elimination %
0,13	0,90	100	< 1	< 1	94	6
0,54	4,40	92	2	< 1	44	46
1,70	4,40	87	4	2	23	58

Tabelle 33. N-Umsatzgrade in Abhängigkeit von der $\text{NH}_4^+\text{-N}$ -Belastung bei 35 °C im Reaktor 1

$B_A(\text{NH}_4^+\text{-N})$ g/m ² ·d	$B_A(\text{DOC})$ g/m ² ·d	$\text{NH}_4^+\text{-N}$ - Abbau %	$\text{NO}_2^-\text{-N}$ Bildung %	$\text{NO}_3^-\text{-N}$ Bildung %	N- Inkorporation in die Biomasse %	N- Elimination %
0,13	0,90	100	< 1	8	5	87
0,54	4,40	100	1	11	37	51
1,70	4,40	87	25	16	15	31

Für die Auslegung und den Betrieb von Abwasserreinigungskläranlagen ist die Summe aus dem in die Biomasse inkorporierten Stickstoff und dem eliminierten Stickstoff von essentieller Bedeutung. Dieser Stickstoff liegt nicht mehr in gelöster Form, wie bei Ammonium, Nitrit und Nitrat, vor und belastet nicht mehr den Vorfluter, solange die Feststoffe und damit der in ihnen enthaltene Stickstoff zuvor abgetrennt wurden. Aus diesem Grund wird diese Summe als praktisch aus dem System entfernter Stickstoff betrachtet.

Vergleicht man die Summe aus dem in die Biomasse inkorporierten Stickstoff und dem eliminierten Stickstoff (s. Tabelle 34), ergibt sich, dass diese mit steigender Temperatur von 5 bis 25 °C zunahm. Bei 35 °C ist die Summe entweder vergleichbar oder geringer als bei 25 °C. Stieg die NH_4^+ -N-Belastung von 0,13 über 0,54 auf 1,7 $\text{g/m}^2\cdot\text{d}$, nahm die Summe aus dem inkorporierten und dem eliminierten Stickstoff in dem gesamten untersuchten Temperaturintervall deutlich ab.

Tabelle 34. Summe aus dem in die Biomasse inkorporierten N und dem eliminierten N als % von dem Zulauf-N in Abhängigkeit von der Temperatur und der NH_4^+ -N-Belastung

NH_4^+ -N- Flächenbelastung	Summe aus dem in die Biomasse inkorporierten N und dem eliminierten N als % von dem Zulauf-N				
	5 °C	15 °C	25 °C	25 °C (BP)	35 °C
„niedrige NH_4^+ -N- Belastung“ - 0,13 $\text{g/m}^2\cdot\text{d}$	98 %	-	-	100 %	92 %
„mittlere NH_4^+ -N- Belastung“ - 0,54 $\text{g/m}^2\cdot\text{d}$	56 %	61 %	89 %	90 %	88 %
„hohe NH_4^+ -N- Belastung“ - 1,7 $\text{g/m}^2\cdot\text{d}$	15 %	48 %	61 %	81 %	46 %

Die erhaltenen Ergebnisse belegen, dass in den getauchten Festbett-Reaktoren parallel zu dem nahezu vollständigen Abbau von organischen Verbindungen und Ammonium eine 40 bis 90 %-ige Überführung des Stickstoffs in N-Oxide bzw. in N_2 oder Inkorporation in die Biomasse stattfand. Bei Temperaturen von 5 bis 35 °C bei $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N})= 0,13 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und von 25 bis 35 °C bei $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N})= 0,54 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ wurde eine höher Abbau der löslichen N-Verbindungen erreicht. Bei Betriebstemperaturen von 5 und 15 °C bei $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N})= 0,54 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und von 15 bis 35 °C bei $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N})= 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ wurden zwischen 45 und 60 % des löslichen Stickstoff eliminiert oder in die Biomasse gebunden.

Die Abnahme der Summe aus dem in die Biomasse inkorporierten und dem eliminierten Stickstoff ist in einigen Fällen durch die Verringerung des NH_4^+ -N-Abbaugrades mit steigender Belastung bedingt. Besonders ausgeprägt trat dieses Verhalten in dem 5 °C-Reaktor auf. Lief keine weitgehende Nitrifikation ab, so wurde die Stoffwechselaktivität der N-reduzierenden Bakterien von dem Substrat limitiert. Somit ist unklar, in wie weit die N-

Elimination (über Denitrifikation, Denitritation und/oder Deammonifikation) tatsächlich von der Temperatur abhängig war. Unter den ausgewählten Versuchsbedingungen einer komplexen getauchten Festbett-Biozönose konnte das nicht untersucht und geklärt werden.

Nach [BEV-02] besitzt die ideale Nährstofflösung für die heterotrophen Bakterien ein C:N-Verhältnis von ca. 12. Unter diesen Bedingungen werden die C- und N-Verbindungen vollständig über Energie- und Baustoffwechselwege von den Bakterien umgesetzt. Verringert sich das C:N-Verhältnis des Abwassers, d.h. steigt der N-Anteil an, so ist eine gezielte und weitgehende N-Elimination erforderlich.

Im Rahmen der eigenen Untersuchungen änderte sich das C:N-Verhältnis im synthetischen Abwasser über die drei Versuchsreihen und betrug 6,8 während der Versuchsreihe „niedrige NH_4^+ -N-Belastung“, 8,2 während der Versuchsreihe „mittlere NH_4^+ -N-Belastung“ und 2,6 während der Versuchsreihe „hohe NH_4^+ -N-Belastung“.

In der Tabelle 35 ist der prozentuale Anteil des in die Biomasse inkorporierten Stickstoffs in Abhängigkeit von dem C:N-Verhältnis im Modellabwasser und der NH_4^+ -N-Belastung dargestellt. Es lässt sich deutlich erkennen, dass im Regelfall der Anteil des in die Biomasse inkorporierten Stickstoffs bei dem niedrigsten C:N-Verhältnis (2,6) wesentlich geringer als in den anderen beiden Fällen war. Die steigende NH_4^+ -N-Konzentration im synthetischen Abwasser führte zu einem N-Überschuss, wobei der größere Teil von dem Stickstoff über oxidative und reduktive N-Stoffwechselprozesse umgesetzt wurde und nicht in die eigene Zellmasse gebunden war.

Tabelle 35. Inkorporierter in die Biomasse N als % von dem Zulauf-N in Abhängigkeit von dem C:N-Verhältnis (molar) im Modellabwasser und der NH_4^+ -N-Belastung bei Temperaturen von 5 bis 35 °C

Versuchsreihe	Inkorporiert in die Biomasse N als % von dem Zulauf-N				
	5 °C	15 °C	25 °C	25 °C (BP)	35 °C
„niedrige NH_4^+ -N-Belastung“ $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 0,13 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ C:N = 6,8	98 %	-	-	94 %	5 %
„mittlere NH_4^+ -N-Belastung“ $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 0,54 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ C:N = 8,2	31 %	38 %	28 %	44 %	37 %
„hohe NH_4^+ -N-Belastung“ $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 1,70 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ C:N = 2,6	15 %	18 %	21 %	23 %	15 %

Vergleich mit Literaturangaben

Bei dem Vergleich mit Literaturquellen muss berücksichtigt werden, dass die N-Elimination in der eigenen Versuchsanlage durch den teilweise unterdrückten NH_4^+ -N-Abbau, insbesondere bei 5 °C, begrenzt war. Innerhalb der komplexen Festbett-Biozönose waren die

Denitrifikation, die Denitritation und die Deammonifikation nicht nur von der Temperatur und der Belastung, sondern auch von der limitierten NO_2^- -N- und NO_3^- -N-Bildung abhängig.

Unter Berücksichtigung der oben genannten Feststellungen belegten die gewonnenen Ergebnisse, dass die N-Eliminationsrate im getauchten Festbett-Reaktor mit steigender Temperatur von 5 bis 25 °C zunahm. Ähnliche Aussagen wurden für reine Kulturen von denitrifizierenden Bakterien [DAW-72], Belebtschlamm [LEW-82] und [CAR-03a], Biofilm im Wirbelbett [MAU-03] und Biofilm im Schwebebett [WEL-03] bereits getroffen.

In einigen Arbeiten wurde eine quantitative Abhängigkeit zwischen der Temperatur und der Denitrifikationsgeschwindigkeit ermittelt, [MAU-03] und [CAR-03a]. Es wurde berichtet, dass bei einer Erhöhung der Temperatur um 10 °C eine Verdopplung der Denitrifikationsrate erfolgte. Derartige Zusammenhänge konnten aus den eigenen experimentellen Arbeiten nicht abgeleitet werden, da diese bei 15 und 35 °C vergleichbar und etwa 10 % geringer als bei 25 °C war. Allerdings ergab die N-Bilanz keine N-Elimination in dem 5 °C-Reaktor, während in dem 15 °C-Reaktor die berechnete N-Elimination etwa 30 % von dem Zulauf-N betrug.

Schlussfolgerungen für die DWA-Auslegungsrichtlinien

Nach den DWA-Richtlinien kann im getauchten Festbett-Reaktor eine N-Elimination von bis zu 50 % von dem zugeführten Stickstoff simultan, ohne separate Denitrifikationsstufe, auftreten. Bemessungsrichtwerte für eine simultane N-Elimination gibt es jedoch nicht.

Die eigenen Untersuchungen zeigten, dass im Biofilm der getauchten Festbett-Reaktoren eine intensive N-Elimination stattfand. Dabei hing die N-Eliminationsrate stark von der NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit im Reaktor ab. Wurde das Ammonium weitgehend umgesetzt, wie z.B. während der Versuchsreihe „niedrige NH_4^+ -N-Belastung“ ($B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 0,13 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$), erfolgte bei Temperaturen zwischen 5 und 35 °C eine fast 100 %-ige Überführung des Stickstoffs in die Biomasse oder in gasförmigen Stickstoff.

Ähnliches wurde während der Versuchsreihe „mittlere NH_4^+ -N-Belastung“ ($B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 0,54 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$) in den 25 und 35 °C-Reaktoren beobachtet. Unter diesen Belastungsbedingungen wurden 56 bzw. 63 % des NH_4^+ -N bei 5 und 15 °C abgebaut. Fast so viel wurde als Summe in die Biomasse inkorporiert oder über Reduktionsvorgänge eliminiert.

Obwohl bei „hoher NH_4^+ -N-Belastung“ ($B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$) in den 25 (PE) und 35 °C-Reaktoren einen NH_4^+ -N-Umsatzgrad von 83 bzw. 87 % erreicht wurde, konnten nur 61 bzw. 46 % von dem zugeführten Stickstoff eliminiert oder in die Biomasse gebunden werden. 22 bzw. 41 % des Stickstoffs lagen in Form von Nitrit und Nitrat vor. Hier schien die

Nitrifikation schneller zu verlaufen als die nachfolgende N-Elimination. Möglicherweise wird auch das benötigte dafür C-Substrat vorschnell abgebaut.

Aus Sicht der eigenen Untersuchungen ist eine weitgehende, simultan zu der Nitrifikation ablaufende, N-Elimination möglich. Zusammen mit der N-Inkorporation in die Biomasse kann somit eine vollständige Überführung des Stickstoffs bis zum gasförmigen Stickstoff oder in die eigene Zellmasse realisiert werden. Um eine intensive N-Elimination zu erzielen, muss jedoch zunächst ein hinreichender NH_4^+ -N-Abbau im getauchten Festbett-Reaktor gewährleistet werden.

4.1.3.2 Eliminiertes Stickstoff in der Zweireaktorkaskade (Reaktoren 1+2)

Die Versuche mit der Kaskade wurden unter Hochlastbedingungen ($B_A(\text{NH}_4^+\text{-N})=0,85 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und $B_A(\text{DOC})=2,2 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$, bezogen auf die Gesamtfläche der Kaskade, und 86 % der DWA-Nitrifikationslast durchgeführt.

In den Bildern 23 bis 27 sind die Ergebnisse der N-Bilanz zum Verbleib des umgesetzten NH_4^+ -N nach Erreichen eines „Gleichgewichtszustandes“ zusammengestellt. Als „stabiler Betriebszustand“ während der Versuchsreihe „hohe NH_4^+ -N-Belastung“ wurde aufgrund der NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit und der NO_2^- -N- und der NO_3^- -N-Bildungsgeschwindigkeiten bei allen Temperaturen der Abschnitt 8-19 Woche betrachtet (s. Anhang, Tabelle C.3.2 für NH_4^+ -N, Tabelle C.4.2 für NO_2^- -N und Tabelle C.5.2 für NO_3^- -N).

5 °C-Reaktor

Bei 5 °C führte die Verdopplung der Aufwuchsfläche zu keiner Verbesserung des NH_4^+ -N-Umsatzes (s. Bild 23). In den beiden Betriebszuständen, Einzelreaktor und Zweireaktorkaskade, wurde der eliminierte NH_4^+ -N bei 5 °C fast ausschließlich für den Aufbau der Biomasse genutzt. Die FISH-Populationsanalysen bestätigten, dass im Biofilm der beiden 5 °C-Reaktoren (s. Kapitel 4.5.1 und 4.5.2) keine nitrifizierende Bakterien vorhanden waren.

Die Nitrifikation lief bei 5 °C sehr langsam ab, da die Wachstumsgeschwindigkeit der nitrifizierenden Bakterien bei dieser Temperatur sehr gering ist (s. Kapitel 2.4.5).

15 °C-Reaktor

Im zweiten Reaktor erfolgte bei 15 °C ein um 30 % höherer NH_4^+ -N-Abbau als im ersten. Der umgesetzte NH_4^+ -N wurde bis Nitrit (23 %) und bis Nitrat (7 %) oxidiert. Eine N-Elimination fand im Reaktor 2 nicht statt. Die NO_2^- -N- und NO_3^- -N-Bildungsraten korrelierten mit der Häufigkeit der ammoniumoxidierenden und nitritoxidierenden Bakterien (AO und NO) im Biofilm, die stark bzw. selten vorkamen. Als AO wurden *Nitrosomonas spp.* und *Nitrosococcus mobilis* und als NO wurde *Nitrospira moscoviensis* identifiziert (s. Kapitel

4.5.1 und 4.5.2). *Nitrosospira spp.* und *Nitrobacter spp.* wurden im Biofilm des Reaktors 2 nicht gefunden.

25 und 35 °C-Reaktoren

Bei Betriebstemperaturen von 25 und 35 °C wurde das Ammonium bereits in dem Reaktor 1 zu 83 % (bei 25 °C, PE) bzw. 87 % (bei 25 °C (BP) und 35 °C) verbraucht. Nach der Zuschaltung des zweiten Reaktors war eine zehnpromtente Steigerung des NH_4^+ -N-Abbaus zu beobachten. Getauchte Festbett-Reaktoren, die unter Hochlastbedingungen und Temperaturen von 25 und 35 °C betrieben wurden, könne offenbar im Reaktor 1 erhebliche Anteile des Ammoniums in Nitrit überführen, das im zweiten Reaktor weitgehend bis zum Nitrat oxidiert werden. Besonders ausgeprägt war das bei 25 °C (Reaktor 1: BP) und bei 35 °C. Betrachtet man die NO_3^- -N-Bildung bei 25 und 35 °C, ergibt sich, dass im Reaktor 2 mehr NO_3^- -N gebildet wurde, als am Zulauf des Reaktors an NH_4^+ -N und NO_2^- -N zur Verfügung stand. Am Beispiel der 25 °C-Kaskade (PE-Aufwuchskörper) wurden im zweiten Reaktor 10 % von dem NH_4^+ -N und 20 % von dem NO_2^- -N umgesetzt. Demnach sollten maximal 30 % des Zulauf-N in NO_3^- -N umgesetzt werden. Entsprechend der N-Bilanz wurden aber 54 % in NO_3^- -N überführt. Ein ähnlicher „Widerspruch“ war auch in der anderen Kaskade bei 25 °C (Reaktor 1 mit BP- und Reaktor 2 mit PE-Platten) und bei 35 °C feststellbar.

Durch Inkorporation in die Biomasse wurden bei allen untersuchten Temperaturen und Betriebszuständen zwischen 10 und 20 % des Stickstoffs im Modellabwasser entfernt. Die N-Elimination im Reaktor 1 bei 5 °C war praktisch gleich Null während das Maximum (40 %), ausgehend von den PE-Aufwuchskörpern, bei 25 °C (PE) lag. Bei 15 und 35 °C war die N-Elimination mit 30 % vergleichbar.

Im Reaktor 1 bei 25 °C mit dem BP-Festbettmaterial betrug die N-Elimination 58 % und war damit vergleichsweise die höchste. Dies könnte auf eine zusätzliche Bildung an immobilisierter Biomasse auf den BP-Platten infolge des biologischen Abbaus des Polyhydroxybutyrats zurückgeführt werden. Da das BP-Festbettmaterial den Bakterien diese zusätzliche leicht abbaubare C-Quelle anbietet, bildete sich auf diesem Aufwuchskörper im Vergleich zu den PE-Trägern mehr Biomasse aus (Tabelle 36). Somit entwickelte sich ein dickerer Biofilm in dem ausgedehntere anoxische Zonen entstehen konnten. Der dickere Biofilm in Kombination mit den begünstigenden anoxischen Bedingungen könnte eine Erklärung für die beobachtete intensivere N-Elimination im Reaktor mit den BP-Aufwuchskörpern liefern.

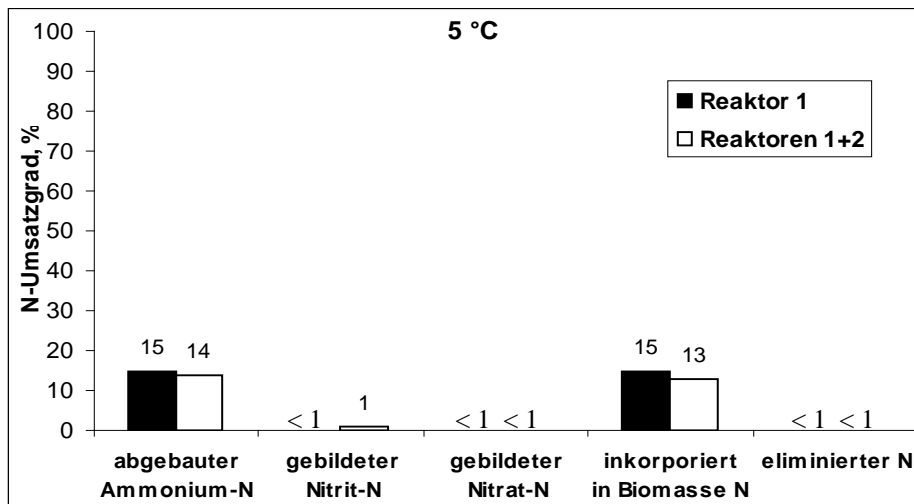


Bild 23. Bilanz des N-Umsatzes bei 5 °C in einer Zweireaktorkaskade bei $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 0,85 \text{ g/m}^2\text{-d}$ und $B_A(\text{DOC}) = 2,2 \text{ g/m}^2\text{-d}$, bezogen auf die Gesamtfläche der Kaskade, Reaktoren 1+2: 86 %-ige TKN-Last nach DWA.

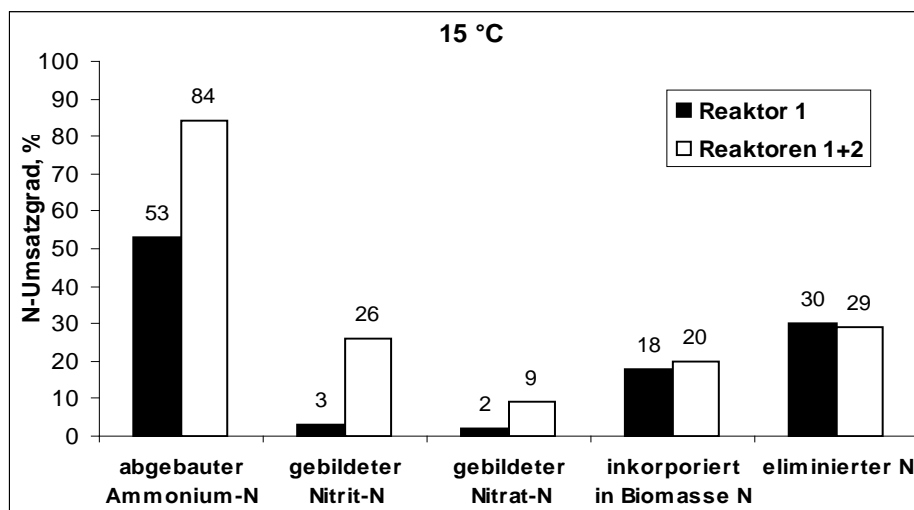


Bild 24. Bilanz des N-Umsatzes bei 15 °C in einer Zweireaktorkaskade bei $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 0,85 \text{ g/m}^2\text{-d}$ und $B_A(\text{DOC}) = 2,2 \text{ g/m}^2\text{-d}$, bezogen auf die Gesamtfläche der Kaskade, Reaktoren 1+2: 86 %-ige TKN-Last nach DWA.

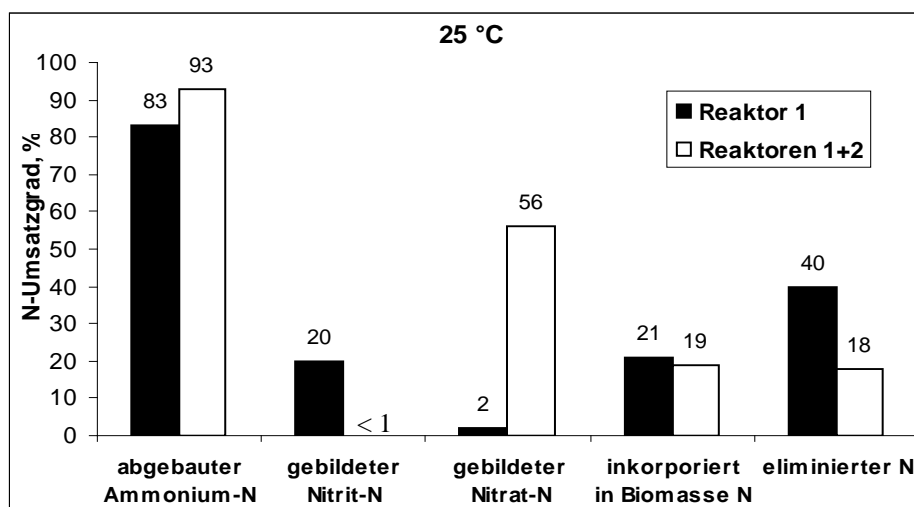


Bild 25. Bilanz des N-Umsatzes bei 25 °C in einer Zweireaktorkaskade bei $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 0,85 \text{ g/m}^2\text{-d}$ und $B_A(\text{DOC}) = 2,2 \text{ g/m}^2\text{-d}$, bezogen auf die Gesamtfläche der Kaskade, Reaktoren 1+2: 86 %-ige TKN-Last nach DWA.

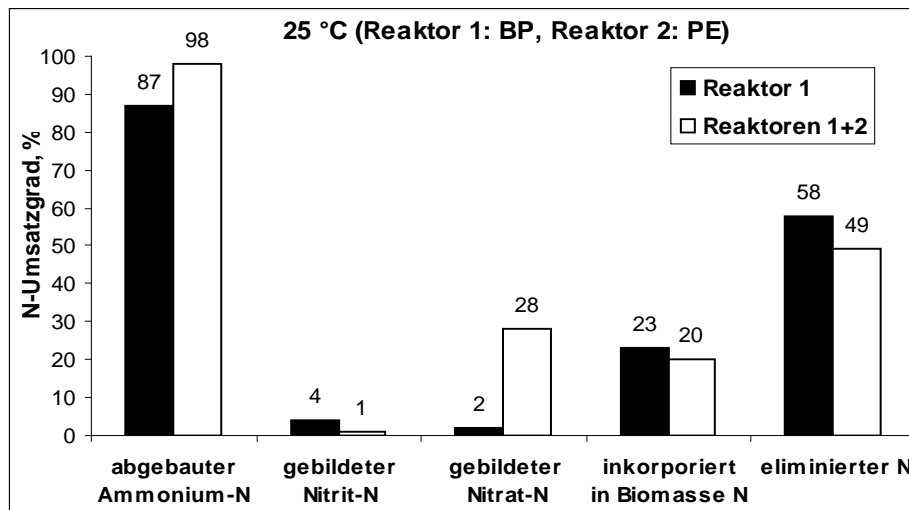


Bild 26. Bilanz des N-Umsatzes bei 25 °C in einer Zweireaktorkaskade bei $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 0,85 \text{ g/m}^2\text{-d}$ und $B_A(\text{DOC}) = 2,2 \text{ g/m}^2\text{-d}$, bezogen auf die Gesamtfläche der Kaskade, Reaktoren 1+2: **86 %-ige TKN-Last nach DWA.**

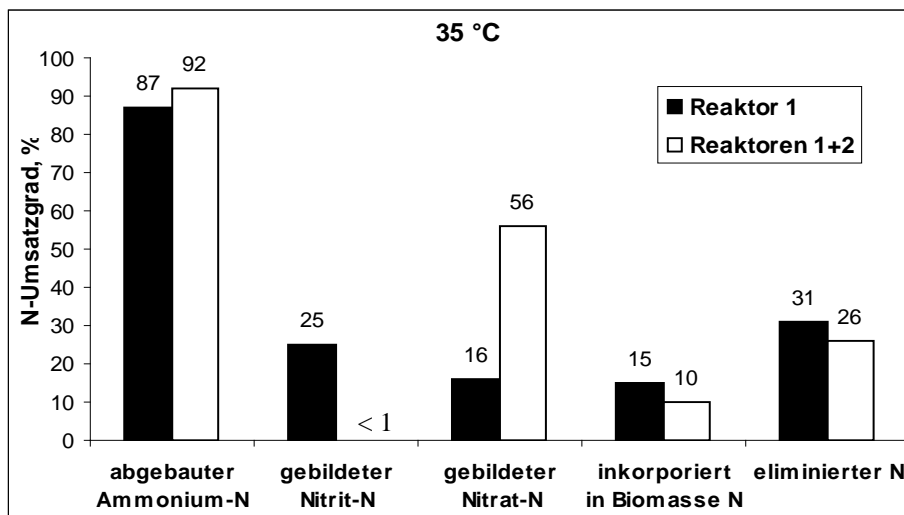


Bild 27. Bilanz des N-Umsatzes bei 35 °C in einer Zweireaktorkaskade bei $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 0,85 \text{ g/m}^2\text{-d}$ und $B_A(\text{DOC}) = 2,2 \text{ g/m}^2\text{-d}$, bezogen auf die Gesamtfläche der Kaskade, Reaktoren 1+2: **86 %-ige TKN-Last nach DWA.**

Tabelle 36. Immobilisierte Trockensubstanz im Reaktor 1 bei $B_A(\text{DOC}) = 4,4 \text{ g/m}^2\text{-d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2\text{-d}$ (bestimmt während des „Gleichgewichtszustandes“, s. Kapitel 4.1.2.3)

Temperatur	$c(\text{TS})_{\text{imm}}, \text{g/m}^2$
5 °C	84
15 °C	36
25 °C	35
25 °C (BP)	127
35 °C	56

Betrachtet man die Kaskade, so führte die Verdopplung der Fläche zu einer Erhöhung des $\text{NH}_4^+\text{-N}$ -Umsatzes, etwa 30 % bei 15 °C und ca. 10 % bei 25 und 35 °C im Vergleich zum Reaktor 1, und zur intensiveren $\text{NO}_2^-\text{-N}$ - (bei 15 °C) und $\text{NO}_3^-\text{-N}$ -Bildung (bei 25 und 35 °C).

Da der organisch gebundene Kohlenstoff fast vollständig im Reaktor 1 abgebaut wurde, lag im Reaktor 2 eine C-Mangel-Situation vor. Das hatte zwei Folgen. Zum einen konnte sich im Reaktor 2 keine dichte Heterotrophen-Population ausbilden, die eine N-Elimination in Form von Denitrifikation, Denitritation oder Deammonifikation unterstützt. Ein Hinweis dafür lieferte die FISH-Analyse. Diese zeigte, dass im Biofilm des Reaktors 2 keine ANAMMOX-Bakterien vorhanden waren, während diese im Reaktor 1 bei 15, 25 und 35 °C vertreten waren (s. Kapitel 4.5.3). Zum anderen war der Biofilm nicht hinreichend dick, um das Entstehen der erforderlichen anoxischen Zonen zu gewährleisten.

Eine Bestimmung der C-Atmungsaktivität wurde mit Aufwuchskörpern vom Reaktor 2 nicht durchgeführt, da der Abbau der organischen Verbindungen zu über 95 % im Reaktor 1 erfolgte. Die N-Atmungsaktivität (nach Zugabe von NH_4Cl) wurde nur in dem 15 °C-Reaktor 2 bestimmt, da nur in diesem eine intensive Nitrit-Bildung innerhalb der zweiten Kaskadenstufe beobachtet wurde. Die N-Atmungsaktivität korrelierte mit der NO_2^- -N-Bildungsgeschwindigkeit und war doppelt so hoch wie im Reaktor 1 (s. Kapitel 4.4.2.3).

Gemäß der N-Bilanzberechnung waren die N-Eliminationsgrade für die Reaktoren 1+2 geringer als für den Reaktor 1. Besonders ausgeprägt trat dieses Verhalten in den getauchten Festbett-Reaktoren bei 25 und 35 °C auf. Die Abwesenheit von C-Quellen führte möglicherweise zu der Entwicklung eines Biofilms, der hauptsächlich aus autotrophen Bakterien (Nitrifikanten) bestand. Vermutlich wurden unter diesen Bedingungen Zellen und EPS der suspendierten und der immobilisierten Biomasse zerlegt. Ein Hinweis dafür wäre der geringere Anteil des in der suspendierten Biomasse inkorporierten Stickstoffs. Das könnte zum einen durch den Biofilmaufbau, aber zum anderen durch den Abbau der suspendierten Biomasse aufgrund von Mangel an organischen Verbindungen verursacht werden.

Organische N-haltige Substanzen der Biomasse können bis zu NH_4^+ abgebaut werden (Ammonifikation). Der NH_4^+ -N wurde weiterhin in diesem Reaktor, der reich an Nitrifikanten war, bis zu Nitrit und Nitrat oxidiert. Demzufolge lag am Ablauf des zweiten Reaktors mehr NO_3^- -N vor, als am Zulauf NH_4^+ -N und NO_2^- -N zugegeben wurden.

Die oben beschriebene Situation kann mit einer simultanen aeroben Schlammstabilisierung verglichen werden. Ähnlich wie bei der simultanen aeroben Stabilisierung kam auch in den eigenen Reaktoren (zweite Kaskadestufe) ein „Hungerzustand“ für organische Verbindungen vor. Aufgrund des Nahrungsmangels griffen die Bakterien auf eigene Reservestoffe und Zellsubstanzen zurück. Dabei wurde die Substratatmung hauptsächlich durch endogene Atmung ersetzt. Nach [TSC-03] werden in diesem Zustand 75 bis 80 % von der Zellmasse assimiliert, wobei das Ammonium weitgehend bis Nitrat oxidiert wird.

Schlussfolgerungen für die DWA-Auslegungsrichtlinien

Aufgrund der C-Mangel-Situation konnte im zweiten Reaktor der Kaskade keine N-Elimination über Denitrifikation, Denitritation oder Deammonifikation ablaufen. Die im Reaktor 2 gebildeten Nitrit- und Nitrat-Ionen könnten reduziert werden, wenn der Ablaufstrom dieser Kaskadenstufe dem Reaktor 1 zugeführt wird. In diesem Fall würde der Reaktor 1 unter anderem eine vorgeschaltete N-Eliminationsfunktion übernehmen. Allerdings wäre aus Sicht der vorliegenden Ergebnisse eine zweistufige Kaskadenbauweise nur bei 15 °C sinnvoll (s. Kapitel 4.1.2.3).

Eine weitere Möglichkeit wäre die Zugabe einer externen C-Quelle in den zweiten Reaktor, sodass den heterotrophen Bakterien ausreichend Substrat zur Verfügung steht. Der Einsatz von BP-Aufwuchskörpern, die eine zusätzliche C-Quelle (Polyhydroxybutyrat) anbieten, könnte in diesem Fall eine mögliche Option sein.

Lichtmikroskopische Untersuchungen

Im Rahmen der experimentellen Arbeiten wurden regelmäßig Proben vom Biofilm der getauchten Festbett-Reaktoren entnommen und unter Lichtmikroskop beobachtet. Dabei wurden sowohl lebendige Präparate (ungefärbt und gefärbt mit Kristallviolett) als auch fixierte und gefärbte Präparate nach den Gram- und Neisser-Farbtechniken untersucht.

Bei den lichtmikroskopischen Aufnahmen zeigte sich bei allen Temperaturen eine herkömmliche Flockenstruktur, die keine besondere Auffälligkeiten aufwies (s. im Anhang, Lichtmikroskopische Aufnahmen). Desweiteren wurden typische für die Biofilme Organismen wie z.B. *Epistylis*, *Opercularia* und *Vorticella* vertreten. Eine Abhängigkeit der biologischen Vielfalt, der Organismenhäufigkeit und der Flockenstruktur von der Temperatur wurde unter den ausgewählten Versuchsbedingungen nicht festgestellt.

4.1.4 Zusammenfassung der Ergebnisse zum Einfluss von Temperatur

Der Einfluss von Temperaturen zwischen 5 und 35 °C auf die Schadstoffabbauprozesse ist in getauchten Labor-Festbett-Reaktoren, konzipiert nach den DWA-Richtlinien für den C-Abbau mit und ohne Nitrifikation, unter variierenden Belastungsbedingungen untersucht worden.

Die höchsten untersuchten Belastungen betragen $B_A(\text{DOC}) = 4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ (bzw. $B_A(\text{CSB}) \approx B_A(\text{BSB}_5) = 10,2 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$), und $B_A(\text{NH}_4^+ - \text{N}) = 1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$. Diese entsprachen 85 % der DWA-BSB₅-Belastungsgrenze und 600 %-iger Last der DWA-Nitrifikationsauslegung.

Bei DOC-Belastungen **bis zu 85 % der DWA-BSB₅-Belastungsgrenze** (d. h. $B_A(\text{DOC}) = 4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$) wurden im gesamten untersuchten Temperaturbereich von 5 bis 35 °C über 95 % der organischen Verbindungen abgebaut. Es kann also davon ausgegangen werden, dass bei

Einhaltung der DWA-Belastungsgrenzen in diesem Temperaturbereich ein zufriedenstellender C-Abbau zu erzielen ist. Bei Temperaturen höher als 15 °C wurde dieser Abbau nach Animpfen und Inbetriebnahme innerhalb einer Woche erreicht. Bei 5 °C ist mit einer Einlaufzeit von vier Wochen bis zum Erreichen der vollen BSB₅-Abbauleistung zu rechnen, wenn von einem biofilmfreien Aufwuchskörper ausgegangen wird.

Verschiedene Hinweise deuteten darauf hin, dass die DWA-Auslegung für den C-Abbau bei 5 °C keine Reserven mehr hatte.

Für eine Abwasserreinigung mit Nitrifikation empfiehlt die DWA eine Kaskade aus getauchten Festbett-Reaktoren bei maximaler TKN-Flächenbelastung von 1,75 g/m²·d. In einem Versuchslauf mit getauchten Festbett-Reaktoren, ausgelegt nach den DWA-Richtlinien für die Abwasserbehandlung mit Nitrifikation mit **9 %-igen DWA-TKN-Last** ($B_A(\text{DOC})=0,9 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N})=0,13 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$), bezogen auf die maximale Bemessungsgrenze wurde parallel zu den organischen Verbindungen das zugeführte Ammonium mit über 95 % bei allen untersuchten Betriebstemperaturen von 5 bis 35 °C fast vollständig abgebaut.

In einem weiteren mehrwöchigen Versuch betrug die **TKN-Belastung 86 % des DWA-Auslegungsrichtwertes mit Nitrifikation**, wobei eine NH₄⁺-N-Flächenbelastung von 0,85 g/m²·d, bezogen auf die Gesamtfläche der Doppelkaskade, vorlag. In diesem Fall wurde der N-Umsatz stark von der Betriebstemperatur beeinflusst. So wurden bei 25 und 35 °C bei CSB-Abbaugrade von $\geq 95 \%$ und NH₄⁺-Abbaugrade von $\geq 90\%$ erzielt. Auch bei 15 °C betrug der NH₄⁺-N-Abbaugrad noch $\geq 84 \%$. Hier hatte die Abbauleistung der zweiten Kaskadenstufe jedoch auch nach einer Einlaufzeit von fünf Monaten noch keinen stationären Endwert erreicht.

Die Wachstumsgeschwindigkeit des benötigten Biofilms aus ammoniumoxidierenden Bakterien schien hier der prozessbestimmende Faktor zu sein.

Bei 5 °C wurden auch nach einer Betriebszeit von fünf Monaten nur 15 % des Ammoniums abgebaut. Es konnte keine nennenswerte Konzentration an Nitrit und Nitrat im Ablauf nachgewiesen werden. Der NH₄⁺-N-Abbau erfolgte in erster Linie durch Inkorporation in die überschüssige Bakterienbiomasse.

Die DWA-Nitrifikationsauslegung bei Betriebstemperaturen niedriger als 15 °C scheint darauf zu beruhen, dass in den hinteren Kaskadenstufen, sich zuvor bei höheren Temperaturen ein nitrifizierender Biofilm ausgebildet hat. Das Anfahren der Anlagen in diesem Temperaturregime kann nicht empfohlen werden, wenn die volle NH₄⁺-N-Abbauleistung erforderlich ist.

Bei einer **200 %-igen Last der DWA-Nitrifikationsauslegung** ($B_A(\text{DOC})= 4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 0,54 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$), fand in den 25 und 35 °C-Reaktoren nach wie vor ein weitgehender Umsatz der organischen Verbindungen und des Ammoniums von über 95 % statt. Wahrscheinlich war unter diesen Bedingungen weniger Fläche für den C-Abbau notwendig, als in den DWA-Richtlinien vorgesehen wird. Demnach stand zusätzliche Fläche für den NH_4^+-N -Umsatz zur Verfügung.

Bei 15 °C, die typisch für die deutschen Kommunalabwässer sind, wurden jedoch nur bis zu 75 % von dem zugeführten Ammonium umgesetzt. In diesem Fall ist es empfehlenswert, mehr Reaktorfläche zur Verfügung zu stellen, wie es die DWA-Auslegung vorsieht.

Im 5 °C-Reaktor wurden unter diesen 200 % TKN-Lastbedingungen etwa 50 % vom zugeführten Ammonium abgebaut. Dabei muss berücksichtigt werden, dass die diskutierten Ergebnisse von einem Experiment mit „sauberen Aufwuchskörpern“ stammen. Vermutlich kann ein höherer NH_4^+-N -Umsatz auch bei 5 °C erreicht werden, wenn ein bereits etablierten Biofilms zum Einsatz käme.

Es fällt auf, dass bei 5 °C im Reaktor 1 unter der 200 %-igen DWA-TKN-Last 50 % des Ammoniums abgebaut wurden, während bei einer 86 %-igen DWA-TKN-Last in der gesamten Zweireaktorkaskade bei der gleichen Temperatur ein NH_4^+-N -Abbau von nur 15 % stattfand. Dies könnte dadurch erklärt werden, dass hier nicht nur die flächenbezogene NH_4^+-N -Belastung sondern auch das C:N-Verhältnis des Modellabwassers eine entscheidende Rolle für die NH_4^+-N -Abbauleistung der Festbett-Biozönose spielte. Bei der 86 %-DWA-TKN-Last betrug dies 2,6, während im Fall der 200 %-DWA-TKN-Last das C:N-Verhältnis 8,2 war und sich somit der optimalen Nährstoffzusammensetzung für die Bakterien näherte.

Unter den Bedingungen einer **600 %-igen TKN-Last nach DWA** (d.h. DOC- und NH_4^+-N -Flächenbelastungen von $4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$) wurden in den 25 und 35 °C-Reaktoren die organischen Stoffe und das Ammonium mit 95 % bzw. ≥ 85 % noch weitgehend umgesetzt. In dem 15 °C-Reaktor wurden dagegen nur noch 60 % vom zugeführten Ammonium abgebaut. Bei dieser Überlast nach DWA war der Temperatureinfluss auf den NH_4^+-N -Abbau noch stärker ausgeprägt.

Erwartungsgemäß erwies sich der Abbau von Ammonium als maßgebend für die Anlaufzeit im getauchten Festbett-Reaktor Prozess. Bei 25 und 35 °C waren im Regelfall zwei bis drei Wochen notwendig, um einen weitgehenden NH_4^+-N -Abbau zu erzielen, ausgehend von „sauberen Aufwuchskörpern“. Bei niedrigeren Temperaturen stieg der Zeitbedarf für das Etablieren des N-umsetzenden Biofilms auf den Aufwuchskörpern an.

In den entsprechenden DWA-Richtlinien wird darauf hingewiesen, dass in getauchten Festbett-Reaktoren eine N-Elimination von bis zu 50 % simultan, ohne separate Denitrifikationsstufe, auftreten kann. Bemessungsrichtwerte für diese simultan ablaufende N-Elimination und -Inkorporation werden in [ATV-02] jedoch nicht gegeben.

Die durchgeführten Untersuchungen zeigten, dass im Biofilm der getauchten Festbett-Reaktoren eine intensive N-Elimination stattfinden kann. Sobald das Ammonium weitgehend umgesetzt wird, ist eine 40 bis 90 %-ige simultane Entfernung des Stickstoffs als gasförmiger Stickstoff und als Stickstoff, gebunden in die Biomasse möglich.

Die N-Elimination ist an die Anwesenheit von organischen Kohlenstoffverbindungen gebunden. Sie schien bei 25 °C ein Maximum einzunehmen. Das experimentelle Datenmaterial zur N-Elimination war nicht in jedem Versuch konsistent, sodass detaillierte Aussagen zu dieser für die weitergehende Abwasserreinigung interessanten Frage künftigen Untersuchungen überlassen bleiben muss.

Die vorstehenden Feststellungen und Empfehlungen beruhen auf experimentellen Resultaten, die im Labormaßstab mit Modellabwasser gewonnen wurden. Um eine Vertiefung der Aussagefähigkeit, insbesondere in Hinsicht auf die Erweiterung der DWA-Auslegungsrichtlinien, zu erzielen, sind Versuche mindestens im halbtechnischen Maßstab mit realem Abwasser empfehlenswert.

4.2 Einfluss einer kurzzeitigen Reduzierung der Betriebstemperatur auf die Schadstoff-Abbauleistung im getauchten Festbett-Reaktor

Versuchsdurchführung

Je nach geografischer Lage und Jahreszeit kann es auch unter mitteleuropäischen Bedingungen vorkommen, dass aufgrund des erhöhten Zuflusses von kaltem Schneeschmelze oder Regenwasser die Temperatur des Abwassers in der Kläranlage kurzzeitig deutlich sinkt. Um diese Situation zu simulieren, wurde in einem Versuch über eine Dauer von drei Tagen die Wirkung einer abnehmenden Betriebstemperatur von 35 auf 10 °C auf die Abwasserreinigung in getauchten Festbettreaktoren untersucht. Die ausgewählte Temperaturdifferenz war relativ hoch. Doch auf dieser Weise konnte der Einfluss eines Temperaturschocks auf die Stoffwechselaktivität der Bakterien deutlich untersucht werden.

Das Experiment wurde unter Hochlastbedingungen, $B_A(\text{DOC}) = 2,2 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+ \text{-N}) = 0,85 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ (bezogen auf die Gesamtfläche der Kaskade), welche 43 % der DWA-BSB₅-Last bzw. 86 % der DWA-TKN-Last entsprachen, in einer zweistufigen Kaskade durchgeführt. Die Temperatursenkung erfolgte durch Außenkühlung allmählich, wobei die Temperatur am zweiten Tag 13 °C und am dritten Tag 10 °C betrug, um dann wieder innerhalb eines Tages auf das Ausgangsniveau angehoben zu werden. Die hydraulische Verweilzeit war 20,5 Stunden pro Reaktor, d.h. 41 Stunden für die gesamte Kaskade.

Ergebnisse

In den Tabellen 37 und 38 sind die Umsatzgeschwindigkeiten in Abhängigkeit von der Temperatur in den Reaktoren 1 und 2 zusammengestellt. Die Angaben vor dem Versuch (erste Spalte) sind Mittelwerte der letzten drei Versuchswochen vor der Temperaturänderung. Die Angaben an den Tagen 2, 3 und 4 sind Mittelwerte von Daten, bestimmt in einem dreistündigen Takt an dem jeweiligen Versuchstag. An den Tagen 7 und 14, die bereits unter „Standardbedingungen“ durchgeführt wurden, sind Werte von Stichproben aufgeführt.

Im Anhang, in den Tabellen F.1.1 und F.1.2, sind die jeweiligen Konzentrationswerte, bestimmt am Ablauf der Reaktoren 1 und 2, dokumentiert.

Die kurzfristige Temperatursenkung von 35 auf 13 und danach auf 10 °C führte zu einer geringfügigen Abnahme der DOC-Abbaugeschwindigkeit im ersten Reaktor der Kaskade (Tag 2 und 3). Die DOC-Umsatzrate sank von 4,2 g/m²·d vor dem Versuch auf 4,1 g/m²·d während des Versuches. Die DOC-Ablaufkonzentration betrug hier etwa 50 mg/l vor dem Experiment und 80 mg/l am dritten Tag des Experiments, als die Betriebstemperatur 10 °C war (s. Anhang, Tabelle F.1.1).

Ähnliches wurde auch bei des NH_4^+ -N-Umsatzes beobachtet. Die NH_4^+ -N-Abbaurrate nahm von $1,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ vor dem Versuch bis auf $1,1 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ während des Experiments ab. Die NH_4^+ -N-Konzentration am Ablauf des Reaktors 1 betrug 70 mg/l vor dem Versuch, um später, im Laufe des Experiments, bis auf etwa 160 mg/l zu steigen.

Stieg die Temperatur wieder auf $35 \text{ }^\circ\text{C}$ an, wurden die Konzentrationswerte am Ablauf des ersten Reaktors der Kaskade und somit die Umsatzgeschwindigkeiten vor der Temperatursenkung erreicht, teilweise sogar überschritten. So kamen der DOC und der NH_4^+ -N am Reaktorablauf in Konzentrationen von 35 bzw. 44 mg/l vor.

Vor der Temperaturreduzierung betrugen die NO_2^- -N- und die NO_3^- -N-Ablaufkonzentrationen etwa 100 bzw. 65 mg/l (s. Anhang, Tabelle F.1.1), wobei sich NO_2^- -N- und die NO_3^- -N-Bildungsraten von $0,4$ bzw. $0,3 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ ergaben. Wurde im Reaktor eine Temperatur von $10 \text{ }^\circ\text{C}$ erreicht, dann verringerten sich die Konzentrationen an NO_2^- -N und NO_3^- -N bis auf $< 15 \text{ mg/l}$. Somit sanken die beiden Bildungsgeschwindigkeiten bis auf $\leq 0,1 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$. Etwas langsamer als den DOC- und NH_4^+ -N-Umsatz und nicht vollständig, erholte sich die Bildung von Nitrit. Im Reaktor 1 blieb die NO_2^- -N-Bildungsrate auch vierzehn Tage nach dem Versuchsende ($0,1 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$) deutlich geringer als vor dem Versuch ($0,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$).

Parallel zu der sinkenden NO_2^- -N-Bildung stellte sich jedoch eine Zunahme der NO_3^- -N-Bildung ein. Demzufolge könnte die niedrigere NO_2^- -N-Bildungsgeschwindigkeit auf den Übergang der Umsatzprozesse im getauchten Festbett-Reaktor von überwiegender Nitritifikation auf dominierende Nitratifikation zurückgeführt werden. Das kann jedoch nicht nachgewiesen werden, da zwei Wochen nach dem Temperatur-Versuch eine Umstellung der Versuchsbedingungen, Zugabe von 10 g/l NaCl zum Modellabwasser, vorgenommen wurde.

Tabelle 37. Umsatzgeschwindigkeiten im Reaktor 1 vor, während und nach dem Versuch „kurzzeitige Reduzierung der Temperatur“ bei $B_A(\text{DOC})= 2,2 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N})= 0,85 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (bezogen auf die Gesamtfläche der Kaskade) und einer hydraulischen Verweilzeit von 41 Stunden (pro Kaskade)

r_A , $\text{g/m}^2\cdot\text{d}$	vor dem Versuch	Tag 2	Tag 3	Tag 4	Tag 7	Tag 14
	$35 \text{ }^\circ\text{C}$	$13 \text{ }^\circ\text{C}$	$10 \text{ }^\circ\text{C}$	$35 \text{ }^\circ\text{C}$	$35 \text{ }^\circ\text{C}$	$35 \text{ }^\circ\text{C}$
$r_A(\text{DOC})$	4,2	4,2	4,1	4,3	4,4	4,3
$r_A(\text{NH}_4^+\text{-N})$	1,4	1,4	1,1	1,4	1,5	1,5
$r_A(\text{NO}_2^-\text{-N})$	0,4	0,3	0,1	$< 0,1$	0,1	0,1
$r_A(\text{NO}_3^-\text{-N})$	0,3	0,2	$< 0,1$	$< 0,1$	$< 0,1$	0,4

Die Reduzierung der Temperatur von 35 auf $10 \text{ }^\circ\text{C}$ führte zu keiner signifikanten Änderung der DOC- und NH_4^+ -N-Umsatzraten im Reaktor 2 (s. Tabelle 38). Die im Reaktor 1 angestiegene NH_4^+ -N-Konzentration (160 mg/l) wurde im Reaktor 2 nur geringfügig

abgebaut, sodass die NH_4^+ -N-Konzentration am Ende der Kaskade immer noch ca. 120 mg/l betrug.

Wurde die Betriebstemperatur wieder auf 35 °C erhöht, fand schnell ein intensiverer Umsatz des Ammoniuns statt, wobei $c(\text{NH}_4^+\text{-N})$ am Ablauf des Reaktors 2 nur noch etwa 60 mg/l aufwies.

Eine Bildung von Nitrit wurde weder vor noch während und nach dem Versuch beobachtet.

Die Temperatursenkung verursachte jedoch eine Verringerung der Nitrationsrate um die Hälfte, von 1 $\text{g/m}^2\cdot\text{d}$ bis auf 0,5 $\text{g/m}^2\cdot\text{d}$. Dabei betrug die NO_3^- -N-Ablaufkonzentration etwa 260 mg/l, um während des Experiments und zwei Wochen später meist ≤ 130 mg/l zu betragen. Sogar zwei Wochen nach der Temperaturerhöhung auf 35 °C erfolgte keine Steigerung der NO_3^- -N-Bildungsgeschwindigkeit. Vermutlich führte die extrem schnelle Temperaturänderung zu einer langzeitigen Aktivitätsinhibierung der Nitrifikanten im zweiten Reaktor. Weiterhin stand den nitritoxidierenden Bakterien weniger Substrat zur Verfügung, da sich die NO_2^- -N-Bildung im Reaktor 1 während und nach dem Versuch reduzierte.

Tabelle 38. Umsatzgeschwindigkeiten im Reaktor 2 vor, während und nach dem Versuch „kurzzeitige Reduzierung der Temperatur“ bei $B_A(\text{DOC})= 2,2 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N})= 0,85 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (bezogen auf die Gesamtfläche der Kaskade) und einer hydraulischen Verweilzeit von 41 Stunden (pro Kaskade)

r_A^* , $\text{g/m}^2\cdot\text{d}$	vor dem Versuch	Tag 2	Tag 3	Tag 4	Tag 7	Tag 14
	35 °C	13 °C	10 °C	35 °C	35 °C	35 °C
$r_A(\text{DOC})$	< 0,1	< 0,1	0,2	< 0,1	< 0,1	< 0,1
$r_A(\text{NH}_4^+\text{-N})$	< 0,1	< 0,1	0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1
$r_A(\text{NO}_2^-\text{-N})$	< 0,1	< 0,1	0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1
$r_A(\text{NO}_3^-\text{-N})$	1,0	0,6	0,5	0,4	0,4	0,5

*Die Umsatzgeschwindigkeiten beziehen sich auf Reaktor 2, d.h. Zulauf-Konzentrationswerte am Reaktor 2 sind die Ablauf-Konzentrationswerte des Reaktors 1 (s. im Anhang, Tabellen F.1.1 und F.1.2).

Nach [HEA-04] erfolgte bei 10 °C eine Inhibierung der Umsatzleistung der nitrifizierenden Bakterien in suspendierter Form um 82 %, wenn diese sich schon im Vorfeld an 30 °C adaptiert hatten. Während der eigenen Untersuchungen wurde eine 75 %-ige Inhibierung der Umsatzleistung in Hinsicht auf die Nitrit-Bildung im Reaktor 1 beobachtet, wenn die Temperatur von 35 auf 10 °C reduziert wurde (s. Tabelle 39). Für die Nitrat-Bildung betrug dieser Wert 85 %. In dem Reaktor 2 der Kaskade kann die Temperaturwirkung auf die Nitrifikation unter den beschriebenen Versuchsbedingungen nicht verglichen werden, da in diesem auch die Zulaufparameter, wie Ammonium- und Nitrit-Konzentration nicht konstant waren.

Tabelle 39. Nitritations- und Nitrationsgeschwindigkeiten und deren prozentualen Reduktion bei Senkung der Betriebstemperatur von 35 auf 10 °C im Reaktor 1

NO _x ⁻ -N-Bildungsgeschwindigkeit	35 °C	10 °C	Reduktion der Geschwindigkeit
NO ₂ ⁻ -N-Bildungsgeschwindigkeit, g/m ² ·d	0,4	0,1	um 75 %
NO ₃ ⁻ -N-Bildungsgeschwindigkeit, g/m ² ·d	0,3	0,05	um 85 %

Vergleicht man die Resultate von der kurzzeitigen Reduzierung der Temperatur von 35 auf 10 °C mit diesen, die bei 15 °C im Verlauf der Versuchsreihe „hohe NH₄⁺-N-Belastung“ gewonnen wurden, so ergibt sich, dass unter den gleichen Belastungsbedingungen B_A(DOC)= 2,2 g/m²·d und B_A(NH₄⁺-N)= 0,85 g/m²·d (bezogen auf die Gesamtfläche der Kaskade) und bei der gleichen hydraulischen Verweilzeit (20,5 Stunden pro Reaktor), die Biozönose, die an 35 °C adaptiert worden war, nach Reduzierung der Betriebstemperatur auf 10 °C einen vergleichbaren DOC- und NH₄⁺-N-Umsatz mit dem bei 15 °C aufwuchs (s. Kapitel 4.1.2.1, Ergebnisse hohe NH₄⁺-N-Belastung).

Die Nitrit- und Nitrat-Bildung lässt sich in diesem Fall nicht ohne weiteres vergleichen, da z.B. in dem 35 °C-Reaktor 1 vor dem Versuch die NO₂⁻-N-Konzentration 100 mg/l betrug (s. im Anhang, Tabelle F.1.1), während diese bei 15 °C Werte von ≤ 20 mg/l (s. Anhang, Tabelle C.4.2) aufwies.

Die Nitritation- und Nitrationsraten in den zweiten Reaktoren der Kaskade können ebenso nicht gegeneinander gestellt werden, da die Ausgangsbedingungen in dem 15 °C-Reaktor 2 (Standardbetrieb) und in dem 35 °C-Reaktor 2 (Temperatur-Versuch) sehr unterschiedlich waren (s. Anhang, Tabellen C.5.3 und F.1.2).

Zusammenfassung zum Einfluss von kurzzeitiger Reduzierung der Temperatur

Die plötzliche Verringerung der Betriebstemperatur von 35 auf 10 °C verursachte eine geringfügige und temporäre Abnahme der DOC- und NH₄⁺-N-Umsatzraten in der zweistufigen Kaskade aus getauchten Festbett-Reaktoren, die sich schnell nach dem Wiederherstellen der Ausgangstemperatur von 35 °C einholte. Dabei verteilte sich der Abbau von organischen Verbindungen und Ammonium teilweise auch über den zweiten Reaktor der Kaskade.

Die Nitrat-Bildung in der zweiten Kaskadenstufe reduzierte sich auf die Hälfte, wenn die Temperatur von 35 auf 10 °C sank, und war somit am stärksten von dem Temperatureinbruch beeinträchtigt.

4.3 Einfluss von NaCl im Modellabwasser auf die Schadstoff-Abbauleistung im getauchten Festbett-Reaktor

Der Einfluss von einer erhöhten Abwassersalinität wurde bei NaCl-Konzentrationen von 10 g/l (d.h. 6 gCl⁻/l bzw. 0,17 molCl⁻/l) und 20 g/l (d.h. 12 gCl⁻/l bzw. 0,34 molCl⁻/l) untersucht. In der vorliegenden Arbeit werden die beiden Versuchsreihen kurz als „10 g/l NaCl“- und „20 g/l NaCl“-Versuchsreihe benannt. Das Modellabwasser enthielt bereits vor den Salz-Versuchen eine Cl⁻-Konzentration von 1,3 g/l, die sich aus der Zugabe von NH₄Cl als Ammonium-Quelle ergab.

Der Einfluss von 10 g/l NaCl im Modellabwasser wurde unter den Bedingungen einer Zweireaktorkaskade untersucht. Die Versuchsreihe „20 g/l NaCl“ wurde mit einer Anlage, die aus fünf einzelnen Reaktoren bestand, durchgeführt.

Die „Salz-Versuche“ wurden unter Hochlastbedingungen, $B_A(\text{DOC}) = 4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+ \text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$, bezogen auf die Fläche des Reaktors 1, realisiert.

Bei der Einzelreaktorbauweise (20 g/l NaCl) entsprach die Belastung für den C-Abbau 85 % der DWA-BSB₅-Bemessungsgrenze. Für die verbleibende Fläche des Reaktors ergab sich eine 600 %-ige Überlast der DWA-Nitrifikationsauslegung (s. Kapitel 4.1.2.1, Tabelle 23).

Die Belastung der Reaktoren 1+2 (Kaskadebauweise) während der 10 g/l NaCl-Versuchsreihe entsprach der DWA-Empfehlung für getauchte Festbett-Anlagen mit Nitrifikation (s. Kapitel 4.1.2.3, Tabelle 27). Hier errechneten sich nach DWA die BSB₅-Belastung zu 43 % und die TKN-Belastung zu 86 %.

Um die Wirkung der erhöhten Salinität aufzuklären, werden in diesem Kapitel auch Ergebnisse der zuvor im Kapitel 4.1 diskutierten NaCl-freien Versuche als Referenz herangezogen.

4.3.1 Einfluss von 10 g/l NaCl im Modellabwasser

Versuchsdurchführung

Die Versuchsreihe „10 g/l NaCl“ dauerte 11 Wochen (12-23 Woche in den Bildern 28 und 29). Als Referenzversuch wurde der Abschnitt der 8-19 Woche der Versuchsreihe „hohe NH₄⁺-N-Belastung“ verwendet (s. Bilder 11 und 14b), der bereits als „Gleichgewichtszustand“ für diese Experimente beschrieben wurde (s. Kapitel 4.1.3.2).

In der Tabelle 40 ist die Zuordnung der Konzentrationswerte und der Abbaugeschwindigkeiten für die jeweiligen Versuchsabschnitte zusammengestellt.

Tabelle 40. Zuordnung der Konzentrationswerte und der Abbaugeschwindigkeiten für die jeweiligen Versuchsabschnitte während des NaCl-freien Versuches und des 10 g/l NaCl-Versuches

Parameter	NaCl-freier Referenzversuch	10 g/l NaCl-Versuch
DOC	C.1.2 (8-19 Woche) im Anhang	D.1.1 (0-11 Woche) im Anhang
NH ₄ ⁺ -N	C.3.2 (8-19 Woche) im Anhang	D.3.1 (0-11 Woche) im Anhang
NO ₂ ⁻ -N	C.4.2 (8-19 Woche) im Anhang	D.4.1 (0-11 Woche) im Anhang
NO ₃ ⁻ -N	C.5.2 (8-19 Woche) im Anhang	D.5.1 (0-11 Woche) im Anhang
susp. Protein	C.6.2 (8-19 Woche) im Anhang	D.6.1 (0-11 Woche) im Anhang
r _A (DOC und NH ₄ ⁺ -N)	0-11 Woche in Bildern 28 und 29, entspricht der 8-19 Woche in Bildern 11 und 14b	12-23 Woche in Bildern 28 und 28

4.3.1.1 Einfluss von 10 g/l NaCl auf den Abbau von organisch gebundenem Kohlenstoff

Ergebnisse

- Abbau von organisch gebundenem Kohlenstoff im Reaktor 1

In dem Bild 28 ist die Wirkung von 10 g/l NaCl im Modellabwasser auf die DOC-Abbaugeschwindigkeit im Reaktor 1 bei Temperaturen von 5 bis 35 °C dargestellt.

Wie bereits im Kapitel 4.1.1.1 diskutiert, wurden unter Hochlastbedingungen, $B_A(\text{DOC})=4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N})=1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ (85 % der DWA-BSB₅-Auslegung und 600 % der DWA-TKN-Auslegung), DOC-Abbauraten von $\geq 4,1 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ im Temperaturbereich von 5 bis 35 °C erreicht. Nach der Zugabe von 10 g/l NaCl zum synthetischen Abwasser war keine signifikante Änderung der DOC-Abbaugeschwindigkeit im Reaktor 1 festzustellen.

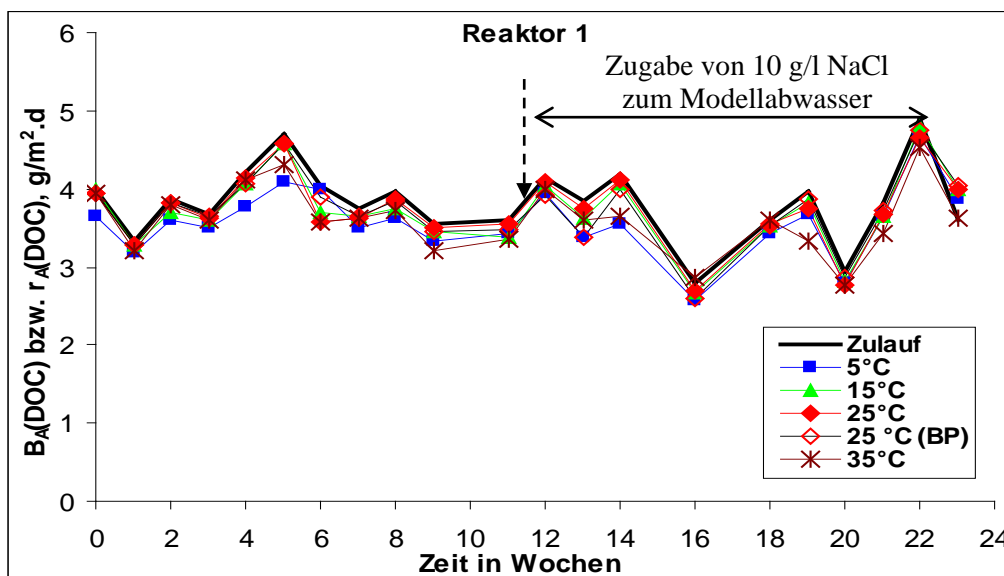


Bild 28. Einfluss von 10 g/l NaCl im Modellabwasser auf die DOC-Abbaugeschwindigkeit bei $B_A(\text{DOC})=4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N})=1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ (85 % der DWA-BSB₅-Last).

DOC-Konzentrationswerte s. Tabelle 39.

- Abbau von organisch gebundenem Kohlenstoff im Reaktor 2

Da im Reaktor 1 aller Kaskaden die organischen Verbindungen fast vollständig umgesetzt wurden (s. Bild 28), stand den Bakterien in den Reaktoren 2 relativ wenig organisches Substrat zur Verfügung. Die DOC-Konzentration war am Ablauf aller Reaktoren 1 ≤ 30 mg/l, um am Ablauf der Reaktoren 2 bis auf Werte ≤ 20 mg/l zu sinken (s. Anhang Tabelle D.1.1 und D.1.2).

Eine Auswirkung der Zugabe von 10 g/l NaCl zum synthetischen Abwasser wurde auf den Abbau organischer Verbindungen auch in dem zweiten Reaktor der Kaskaden bei Temperaturen von 5 bis 35 °C nicht festgestellt.

Vergleich mit Literaturangaben

In [MOU-05], [MOU-06] und [PAN-99] wurde ebenso ausgeführt, dass eine NaCl-Konzentration von ca. 10 g/l im Abwasser die Aktivität der heterotrophen Bakterien im Belebtschlamm nicht oder nur geringfügig unterdrücken und unter diesen Bedingungen ein weitgehender Abbau der organischen Verbindungen ablaufen kann.

Kargi et al. und Dincer et al. [KAR-96b, KAR-97, DINc-01] zeigten, dass mit den Belebtschlamm- und Rotationskörper-Verfahren bei einem NaCl-Gehalt von bis zu 30 g/l ein fast vollständiger Umsatz des organisch gebundenen Kohlenstoffs, ähnlich wie unter NaCl-freien Bedingungen, zu erzielen war.

Schlussfolgerungen für die DWA-Auslegungsrichtlinien

Auf Grundlage der durchgeführten Laborversuche im getauchten Festbett-Reaktor, ausgelegt für den C-Abbau nach den DWA-Richtlinien (43 %-ige BSB₅-DWA-Last), lässt sich schließen, dass die Zugabe von 10 g/l NaCl zum synthetischen Abwasser zu keiner messbaren Beeinflussung des Abbaus organischer Verbindungen im Temperaturbereich von 5 bis 35 °C führte. Aus diesem Grund ist eine Erweiterung der DWA-Auslegung für getauchte Festbett-Reaktoren in Hinsicht auf den C-Abbau nicht notwendig.

4.3.1.2 Einfluss von 10 g/l NaCl auf den NH₄⁺-N-Abbau im Reaktor 1

Ergebnisse

Das Bild 29 veranschaulicht den Einfluss von 10 g/l NaCl im Modellabwasser auf die NH₄⁺-N-Abbaugeschwindigkeit im Reaktor 1 bei Temperaturen von 5 bis 35 °C. Die Versuchsreihe endet hier mit der 22. Woche, da für die 23. Woche keine Messwerte zur Verfügung stehen. In der Tabelle 41 sind die Durchschnittswerte der NH₄⁺-N-Abbauraten während des NaCl-freien und des 10 g/l NaCl-Versuches zusammengestellt.

Unter NaCl-freien und NH_4^+ -N-Hochlastbedingungen ($B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$, entspricht einer 600 %-igen Last nach der DWA-Empfehlung) erwies sich der NH_4^+ -N-Abbau im Reaktor 1 als stark temperaturabhängig (s. Kapitel 4.1.2.1).

Unabhängig von dem NaCl-Gehalt im Abwasser war die NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit in dem 5 °C-Reaktor mit $\leq 0,3 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ sehr gering.

Die NH_4^+ -N-Umsatzrate bei 15 °C, die während des NaCl-freien Versuches etwa $0,8 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ betrug, wurde durch die Zugabe von 10 g/l NaCl auf $\leq 0,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ reduziert. Eine Steigerung des NH_4^+ -N-Abbaus wurde innerhalb der elfwöchigen Versuchsreihe mit 10g/l NaCl nicht beobachtet.

Der Umsatz von Ammonium wurde nach der 10 g/l NaCl-Zugabe bei 25 (PE) und 35 °C mit etwa $0,1 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ nur geringfügig beeinträchtigt und lag meistens bei Werten $\geq 1,3 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$.

Eine signifikante Verringerung der NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit wurde in dem 25 °C-Reaktor mit den BP-Aufwuchskörpern beobachtet. Während des NaCl-freien Versuches war diese meistens bei $\geq 1,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und sank nach der Salzzufuhr bis auf Werte $< 0,5 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$. Die Biozönose im BP-Festbett-Reaktor erholte sich von dem Salzschock nach 5 Wochen, wobei die NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit ($< 1,3 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$) weiterhin geringer im Vergleich zu NaCl-freien Bedingungen blieb.

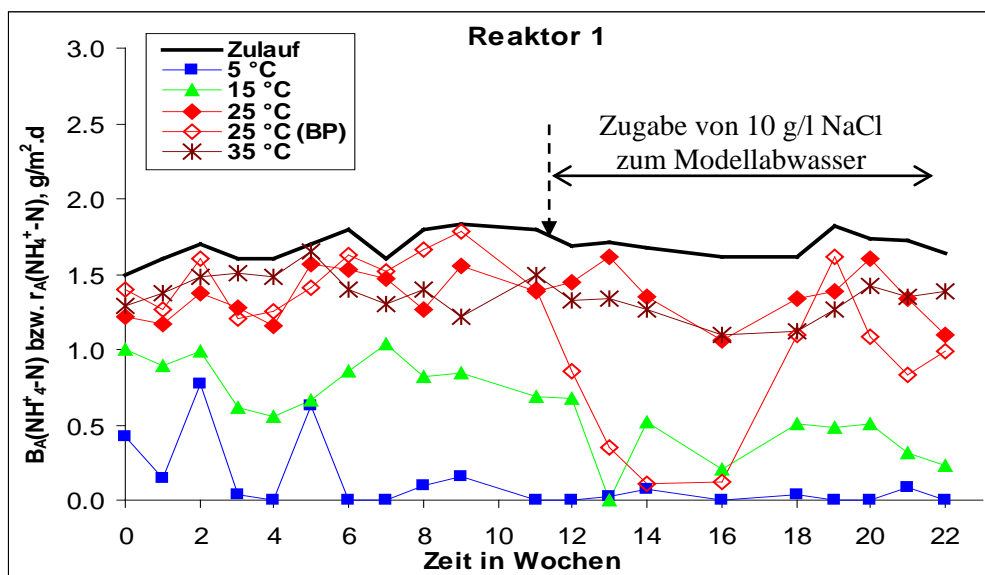


Bild 29. Einfluss von 10 g/l NaCl im Modellabwasser auf die NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit bei $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und $B_A(\text{DOC}) = 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (600 % der DWA-TKN-Last und 85 % der DWA-BSB₅-Last). NH_4^+ -N-Konzentrationswerte s. Tabelle 39.

Tabelle 41. Durchschnittliche NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit ohne und mit 10g/l NaCl im Modellabwasser bei Temperaturen von 5 bis 35 °C

Temperatur	$r_A(\text{NH}_4^+-\text{N}), \text{g/m}^2 \cdot \text{d}$	
	ohne Zugabe von NaCl	Zugabe von 10 g/l NaCl
5 °C	$\leq 0,3$	$\leq 0,3$
15 °C	0,8	$\leq 0,4$
25 °C	$\geq 1,4$	$\geq 1,3$
25 °C (BP)	$\geq 1,4$	$< 0,5$
35 °C	$\geq 1,4$	$\geq 1,3$

Vergleich mit Literaturangaben

Yu et al. untersuchten den NaCl-Einfluss auf die Nitrifikation im Belebtschlammverfahren bei einer Cl^- -Konzentration von bis zu 6,5 g/l (11 gNaCl/l) und einer Betriebstemperatur von 20 bis 30 °C. Die Autoren berichteten, dass nach der NaCl-Zugabe eine Abnahme der Nitrifikationsrate auftrat, die allerdings zu keiner Überschreitung der Ablaufgrenzwerte führte. Yu et al. vermuteten, dass die höhere Abwassertemperatur den Hemmungseffekt des Salzes in einem akzeptablen Bereich begrenzte [YU-02].

Die eigenen Untersuchungen zeigten ebenfalls, dass die Zugabe von 10 g/l NaCl zum Modellabwasser keine signifikante Unterdrückung des NH_4^+ -N-Abbaus in den 25 °C (PE)- und 35 °C-Reaktoren verursachte.

Andererseits bewirkte nach [GON-04] ein NaCl-Gehalt von etwa 6 g/l die Abnahme des NH_4^+ -N-Umsatzgrades im Reaktor mit suspendierter Biomasse bei 35 °C um etwa 60 % im Vergleich zu dem maximal erreichten Wert im NaCl-freien Medium.

Schlussfolgerungen für die DWA-Auslegungsrichtlinien

Die Untersuchungen im Rahmen dieser Arbeit zeigten, dass 10 g/l NaCl im synthetischen Abwasser zu einer Verringerung der NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit bei 15 °C im getauchten Festbett-Reaktor mit parallel ablaufenden C-Abbau und Nitrifikation (600 %-ige DWA-TKN-Last) führten. Bei 25 und 35 °C wurde der NH_4^+ -N-Umsatz jedoch kaum beeinträchtigt.

Da die DWA-Auslegung den simultanen Ablauf, d.h. hier die Überlastsituation, des C- und NH_4^+ -N-Abbaus (ohne das Bereitstellen zusätzlicher Festbettfläche) nicht berücksichtigt, ist hier keine Ergänzung vorzunehmen. Es wäre jedoch für die Betreiber hilfreich darauf hinzuweisen, dass ebenfalls bei NaCl-Gehalten von 10 g/l und Temperaturen ≥ 25 °C ein weitgehender NH_4^+ -N-Abbau parallel zu dem C-Abbau gewährleistet werden kann.

4.3.1.3 Einfluss von 10 g/l NaCl auf die N-Elimination im Reaktor 1

Versuchsdurchführung

Die Bilanz des N-Umsatzes wurde je nach Erreichen des „Gleichgewichtszustandes“ für unterschiedliche Versuchsabschnitte der 10 g/l NaCl-Versuchsreihe ermittelt (s. Tabelle 42). Für die NaCl-freie Versuchsreihe wurde als Referenz der „stationäre Zustand“ bereits im Kapitel 4.1.3.2 beschrieben. Dieser entspricht dem Versuchsabschnitt 0 bis 11 Woche in dem Bild 29 für alle Temperaturen.

Tabelle 42. „Gleichgewichtszustände“ für die Versuchsreihe „10 g/l NaCl“

Temperatur	Versuchsabschnitt	
	im Bild 29	in der Tabelle D.3.1 im Anhang
5 °C	13-22 Woche	1-10 Woche
15 °C	16-22 Woche	4-10 Woche
25 °C	14-22 Woche	2-10 Woche
25 °C (BP)	20-22 Woche	8-10 Woche
35 °C	13-22 Woche	1-10 Woche

Gültig auch für die Reaktoren 2 der Kaskade.

Die NH_4^+ -N-, NO_2^- -N-, NO_3^- -N- und susp. Protein-Konzentrationswerte am Ablauf des Reaktors 1 sind im Anhang in den Tabellen D.3.1, D.4.1, D.5.1 und D.6.1 dokumentiert.

Ergebnisse

In den Bildern 30 bis 34 ist die Bilanz des N-Umsatzes in Abhängigkeit vom NaCl-Gehalt im Modellabwasser bei Temperaturen von 5 bis 35 °C im Reaktor 1 zusammengestellt. Die Umsatzgrade sind die Mittelwerte der Wochen 0-11 für den NaCl-freien Versuch und von den in der Tabelle 42 aufgeführten Zeiten für den 10 g/l NaCl-Versuch.

Vergleicht man die Reaktoren mit den PE-Aufwuchskörpern, so hatte die Zugabe von 10 g/l NaCl zum Modellabwasser die stärkste inhibierende Wirkung bei 15 °C, wobei eine Reduktion des NH_4^+ -N-Abbaugrades von 53 % während der NaCl-freien Versuchsreihe auf 30 % während der Versuchsreihe „10 g/l NaCl“ sich einstellte (s. Bild 31).

Die Zufuhr von 10 g/l NaCl führte im 5 °C-Reaktor, in dem ohne NaCl-Zugabe ein NH_4^+ -N-Umsatzgrad von 15 % realisiert wurde, zu einer weiteren Verringerung auf 9 % (s. Bild 30). In beiden Fällen wurde der umgesetzte NH_4^+ -N hauptsächlich in die Biomasse inkorporiert.

Die Zugabe von 10 g/l NaCl zum synthetischen Abwasser verursachte eine vergleichsweise geringe Abnahme des NH_4^+ -N-Abbaus im Reaktor 1 bei 25 (PE) und 35 °C, die 5 bzw. 8 % im Vergleich zu der NaCl-freien Versuchsreihe betrug (s. Bilder 32 und 34). Allerdings fand im 25 °C-Reaktor während der Versuchsreihe „10 g/l NaCl“ eine um das Zehnfache geringere Nitrit-Bildung (20 % im NaCl-freien und 2 % im 10 g/l NaCl-Versuch vom zugeführten

$\text{NH}_4^+\text{-N}$) statt. Da der $\text{NH}_4^+\text{-N}$ -Abbau nur wenig von dem zusätzlichen Salz beeinflusst wurde, ist zu vermuten, dass sich die Festbett-Biozönose von einer überwiegenden Nitritation zu einer Nitratation hinentwickelte. Im 35 °C-Reaktor erhöhte sich dagegen die Nitritbildung in Gegenwart von NaCl. Möglicherweise hatte die Zugabe von 10 g/l NaCl zum Modellabwasser in den beiden Fällen keine signifikante Bedeutung.

Die Populationsanalysen mit der FISH-Methode zeigten, dass bei 10 g/l NaCl im Modellabwasser ammoniumoxidierende Bakterien (AO) im Biofilm der Reaktoren 1 bei 15, 25 und 35 °C existierten (s. Kapitel 4.5.1). Allerdings wurden keine, wie im salzarmen Versuch der Fall war, Vertreter von *Nitrosomonas spp.* und *Nitrosococcus mobilis*, identifiziert mit der Sonde Nsm156 und *Nitrosospira spp.*, mit der Sonde NSV443 identifiziert. Die nitritifizierenden Bakterien waren hauptsächlich halophile und halotolerante Bakterien der Gattung *Nitrosomonas*, identifiziert mit der Sonde NEU. Während des 10 g/l NaCl-Versuches wurden keine nitritoxidierenden Bakterien der Spezies *Nitrospira miscoviensis* (Sonde Ntspa1026) und der Gattung *Nitrobacter spp.* (Sonde NB1000) im Biofilm der Reaktoren 1 beobachtet, obwohl eine Nitratation z.B. in dem 35 °C-Reaktor ablief. Vermutlich wurde das Nitrit auch in dem 25 °C-Reaktor (PE) bis Nitrat oxidiert, um in tieferen Biofilmschichten über eine Denitrifikation bis zu N-Gasen oder N_2 reduziert zu werden, oder es erfolgte eine direkte Denitrifikation. Dieser Verlauf widerspiegelte sich in der um 17 % gestiegenen N-Elimination in dem 25 °C-Reaktor, wobei dieser Effekt nur in dem 25 °C-Reaktor mit den PE-Aufwuchskörpern beobachtet wurde. Im 35 °C-Reaktor blieb die N_2 -Elimination nach der NaCl-Zugabe unverändert während die Nitratabbildung zurückging.

In dem Reaktor mit den BP-Aufwuchskörpern (s. Bild 33) erfolgte eine 26 %-ige Reduktion des $\text{NH}_4^+\text{-N}$ -Abbaugrades (87 % im NaCl-freien und 61 % im 10 g/l NaCl-Versuch), die sich negativ auf allen weiteren Umsatzprozesse des Stickstoffs auswirkte. Die Ursache für den unterschiedlichen Einfluss des NaCl auf die beiden 25 °C-Reaktoren konnte im Rahmen der durchgeführten Untersuchungen nicht geklärt werden.

Die Populationsanalyse mit der FISH-Methode ergab, dass bei einer NaCl-Konzentration von 10 g/l im synthetischen Abwasser keine ANAMMOX-Bakterien (Sonde Amx1900) im Biofilm der getauchten Festbette bei Temperaturen von 5 bis 35 °C anwesend waren. Bei dieser Salinität lief also die N-Elimination über eine Denitrifikation oder Denitratation und nicht über eine Deammonifikation ab.

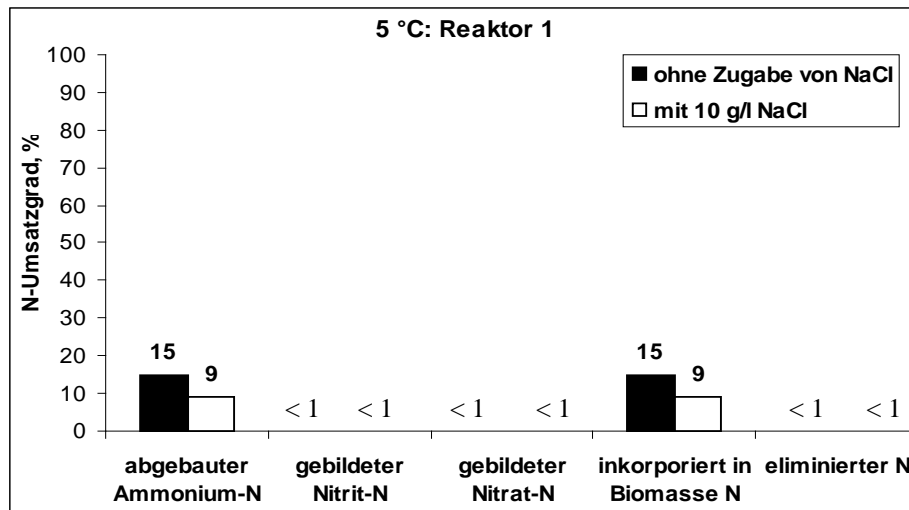


Bild 30. Bilanz des N-Umsatzes im Reaktor 1 bei 5 °C mit und ohne Zugabe von 10 g/l NaCl zum Modellabwasser bei $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (600 %-ige DWA-TKN-Last) und $B_A(\text{DOC}) = 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$.

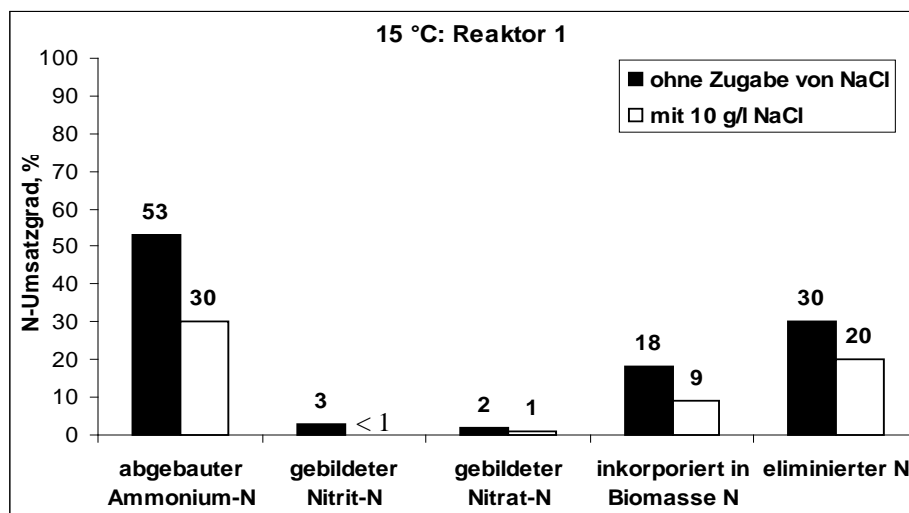


Bild 31. Bilanz des N-Umsatzes im Reaktor 1 bei 15 °C mit und ohne Zugabe von 10 g/l NaCl zum Modellabwasser bei $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (600 %-ige DWA-TKN-Last) und $B_A(\text{DOC}) = 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$.

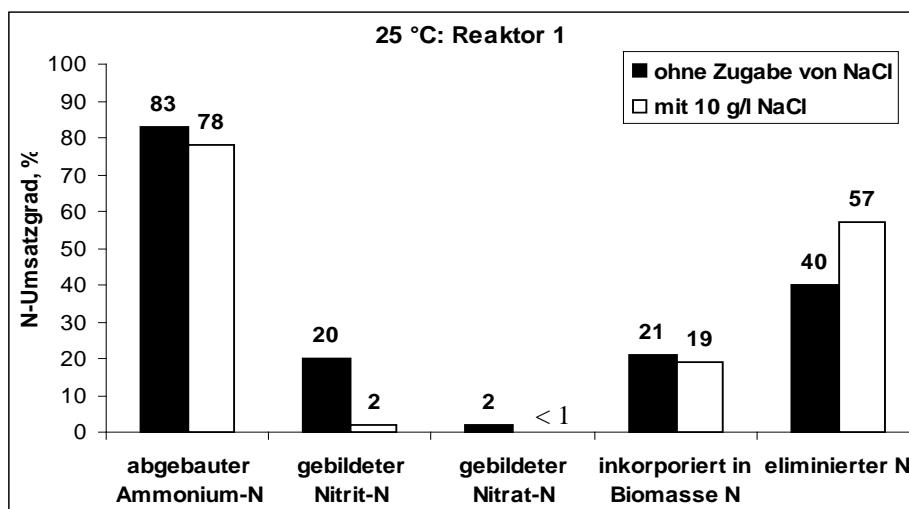


Bild 32. Bilanz des N-Umsatzes im Reaktor 1 bei 25 °C mit und ohne Zugabe von 10 g/l NaCl zum Modellabwasser bei $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (600 %-ige DWA-TKN-Last) und $B_A(\text{DOC}) = 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$.

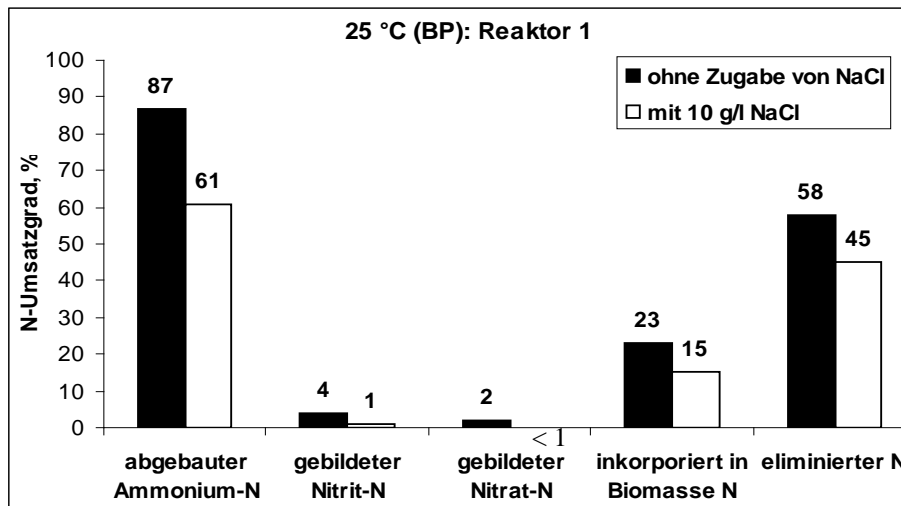


Bild 33. Bilanz des N-Umsatzes im Reaktor 1 bei 25 °C (BP) mit und ohne Zugabe von 10 g/l NaCl zum Modellabwasser bei $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (600 %-ige DWA-TKN-Last) und $B_A(\text{DOC}) = 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$.

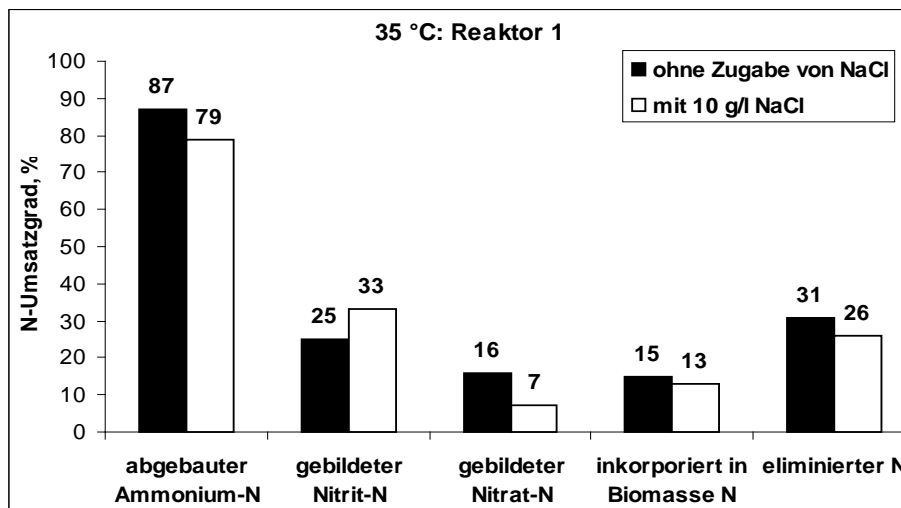


Bild 34. Bilanz des N-Umsatzes im Reaktor 1 bei 35 °C mit und ohne Zugabe von 10 g/l NaCl zum Modellabwasser bei $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (600 %-ige DWA-TKN-Last) und $B_A(\text{DOC}) = 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$.

Vergleich mit Literaturangaben

Van der Hoek et al. berichteten, dass bei NaCl-Konzentrationen im Abwasser von bis zu 10 g/l über 90 % von dem zugeführten Nitrat denitrifiziert wurden [VAN-87]. Auch nach [DINc-99] erfolgte eine Inhibierung der Denitrifikationsrate erst bei einem NaCl-Gehalt von über 10 g/l.

Im Rahmen der eigenen Untersuchungen konnte die Wirkung des NaCl-Gehaltes im synthetischen Abwasser auf die Denitrifikationsgeschwindigkeit nicht quantifiziert werden. Die summarisch gemessene N_2 -Elimination war nicht nur ein Resultat der Denitrifikation. Zu diesem Aspekt sollte Untersuchungen mit Abwässern durchgeführt werden, die als einzige N-Quelle Nitrat enthalten.

In [WIN-05] wurde über die Inhibierung des ANAMMOX-Prozesses von dem erhöhten Salzgehalt berichtet. Die Autoren zeigten, dass nach der Zufuhr von 30 g/l NaCl in das Abwasser eine 96 %-ige Abnahme der ANAMMOX-Aktivität im Biofilm des Rotationskörper-Reaktors erfolgte. Auf Grundlage der gewonnenen Ergebnisse kann die Inhibierungsgrenze für die Aktivität der ANAMMOX-Bakterien bereits bei 10 g/l NaCl angesetzt werden.

Schlussfolgerungen für die DWA-Auslegungsrichtlinien

Aus Sicht der DWA-Richtlinien kann eine Minderung der mit dem Abwasser zugeführten N-Verbindungen von bis zu 50 % simultan, ohne separate Denitrifikationsstufe, im getauchten Festbett-Reaktor realisiert werden.

Basierend auf den eigenen Untersuchungen können die DWA-Auslegungskriterien ergänzt werden, indem darauf hingewiesen wird, dass im überwiegend für den C-Abbau mit 85 %-iger BSB₅-Last ausgelegten Reaktor auch bei einer Salinität des Abwassers von 10 g/l NaCl, eine Denitrifikation simultan zu dem Abbau der organischen Verbindungen und des Ammoniums stattfinden kann.

4.3.1.4 Einfluss von 10 g/l NaCl auf die N-Elimination in der Zweireaktorkaskade

(Reaktoren 1+2)

Versuchsdurchführung

Im Rahmen der Versuchsreihe „hohe NH₄⁺-N-Belastung“ wurde der Einfluss von 10 g/l NaCl im Modellabwasser auf den N-Umsatz in einer Kaskade aus zwei getauchten Festbett-Reaktoren, ausgelegt nach den DWA-Richtlinien für Abwassereinigung mit Nitrifikation, (86 %-ige DWA-TKN-Last, s. Tabelle 27) untersucht. Dabei betragen die auf die Gesamtfläche der Kaskade (Reaktoren 1+2) bezogenen Belastungen $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 0,85 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{DOC}) = 2,2 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$, bzw. $B_A(\text{CSB}) = 5,1 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$.

Bei Ermittlung der N-Bilanz der gesamten Kaskade (Reaktoren 1+2) wurden dieselben Versuchsabschnitte wie für die Reaktoren 1 erfasst: Wochen 0-11 (s. Bild 29) für den NaCl-freien Versuch und die jeweiligen Abschnitte für den 10 g/l NaCl-Versuch (s. Tabelle 42). Die NH₄⁺-N-, NO₂⁻-N-, NO₃⁻-N- und susp. Protein-Konzentrationswerte am Ablauf des Reaktors 2 sind im Anhang in den Tabellen D.3.2, D.4.2, D.5.2 und D.6.2 zusammengestellt.

Ergebnisse

In den Bildern 35-39 ist die Bilanz des N-Umsatzes in Abhängigkeit vom NaCl-Gehalt im synthetischen Abwasser bei Temperaturen von 5 bis 35 °C in der Zweireaktorkaskade dargestellt. Die Umsatzgrade sind Mittelwerte der Wochen 0-11 für den NaCl-freien Versuch und von den in der Tabelle 42 aufgeführten Wochen für den Salzversuch.

Die Zugabe von 10 g/l NaCl zum Modellabwasser führte unter diesen Bedingungen bei den verschiedenen untersuchten Temperaturen entweder zu keiner, bei 15 °C und 25 °C (BP-Reaktor 1, PE-Reaktor 2) oder lediglich zu einer geringfügigen, bei 5, 25 (PE) und 35 °C, Änderung des NH_4^+ -N-Abbaugrades im Vergleich zu dem NaCl-freien Versuch. Im Reaktor 2 bei 25 und 35 °C erfolgte auch nach der NaCl-Zufuhr eine Erhöhung des NH_4^+ -N-Umsatz von bis zu 10 % im Vergleich zum Reaktor 1 (s. Bilder 32/34 und 37/39). Während im Reaktor 1 bei 15 °C nur 30 % des NH_4^+ -N abgebaut wurden, erfolgte im Reaktor 2 ein NH_4^+ -N-Abbau von 84 % (s. Bilder 31 und 36). Die NH_4^+ -N-Ablaufkonzentration vor und während dem Salz-Versuch blieb in dem 15 °C Reaktor 2 vergleichbar (s. Anhang, Tabellen C.3.3 und D.3.2).

Ähnlich wie im Reaktor 1 wurde auch im Reaktor 2 der Kaskade bei 5 °C keine NO_2^- -N- und NO_3^- -N-Bildung beobachtet. Der eliminierte NH_4^+ -N, ca. 15 %, wurde sowohl vor als auch nach der NaCl-Zugabe, ausschließlich für den Aufbau der suspendierten Biomasse verwendet.

Unter salzfreien Bedingungen wurden 26 % des zugeführten Stickstoffs bei 15 °C in Nitrit umgesetzt, wobei 3 % sich im Reaktor 1 und 23 % im Reaktor 2 bildeten (s. Bilder 31 und 36). Während des 10 g/l-NaCl-Versuches wurde im zweiten Reaktor der Kaskade kein Nitrit gebildet. Allerdings fand in diesem eine verstärkte Nitrat-Bildung statt, wobei 48 % von dem umgesetzten NH_4^+ -N in NO_3^- -N umgesetzt wurden. Das deutet auf eine intensive Nitrifikation im zweiten Reaktor der Kaskade bei 15 °C auch in Anwesenheit von 10 g/l NaCl im Modellabwasser hin.

Im 25 °C-Reaktor 1 mit den BP-Aufwuchskörpern wurde fast kein Nitrit und Nitrat gemessen, während im Reaktor 2 der Kaskade (PE-Aufwuchskörper) 45 % von dem umgesetzten NH_4^+ -N nachfolgend in NO_3^- -N umgewandelt wurden. Dabei wurden in diesem Reaktor zusätzlich nur 37 % von dem Zulauf-Ammonium eliminiert (s. Bilder 33 und 38).

Analog sah die N-Bilanz in der 35 °C-Kaskade aus. 54 % vom zugeführten Stickstoff wurden im Reaktor 2 bis Nitrat oxidiert (61 % für Reaktoren 1+2 und davon 7 % im Reaktor 1), obwohl nur 40 % in Form von löslichen N-Verbindungen (33 % in Form von Nitrit und 7 % in Form von Ammonium) dafür zur Verfügung standen (s. Bilder 34 und 39).

Ähnlich wie im salzarmen Medium (s. Kapitel 4.1.3.2) wurde im Reaktor 2 der Kaskade mehr NO_3^- -N gebildet, als am Zulauf von diesem an NH_4^+ -N und NO_2^- -N vorhanden waren. Auch hier könnte die Ursache dafür am Abbau bakterieller Biomasse und damit dem Freisetzen zusätzlichem Stickstoff aufgrund eines C-Mangels im Reaktor 2 der Kaskade liegen.

Diese zusätzliche N-Zufuhr führte zu einer Beeinträchtigung der gesamten N-Bilanz im Reaktor 2, wodurch der kalkulierte N-Eliminationsgrad für die gesamte Kaskade bei 25 °C

(BP-Reaktor 1, PE-Reaktor 2) und 35 °C niedriger ausfiel als der im Reaktor 1. In den Reaktoren bei 5, 15 und 25 °C (PE) wurde dieses Verhalten nicht beobachtet.

Ähnlich wie bei den Reaktoren 1, zeigte die Populationsanalyse mit der FISH-Methode, dass auch im Biofilm der Reaktoren 2 bei 15, 25 und 35 °C halophile und halotolerante Bakterien von *Nitrosomonas spp.* (Sonde NEU) vertreten waren und für die Nitrifikation bei einem NaCl-Gehalt von 10 g/l im Modellabwasser verantwortlich waren (s. Kapitel 4.5.1).

Unter diesen Konditionen wurden keine nitritoxidierende Bakterien (NO) der Spezies *Nitrospira moscoviensis* (Sonde Ntspa1026) und der Gattung *Nitrobacter spp.* (Sonde NB1000) identifiziert (s. Kapitel 4.5.2). Vermutlich wurde die in dem Biofilm der getauchten Festbetten-Reaktoren 2 bei Temperaturen von 15 bis 35 °C ablaufende Nitrifikation von weiteren, hier nicht untersuchten NO, realisiert.

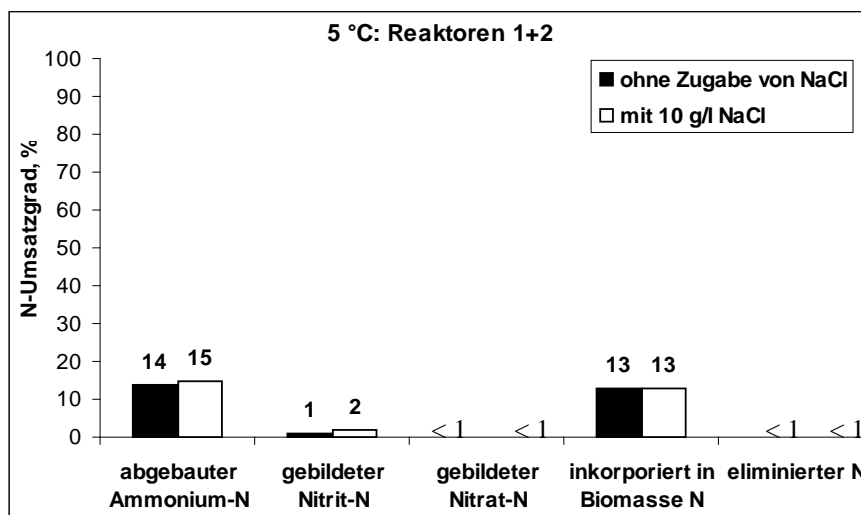


Bild 35. Bilanz des N-Umsatzes in den Reaktoren 1+2 bei 5 °C mit und ohne Zugabe von 10 g/l NaCl zum Modellabwasser bei $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N}) = 0,85 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (86 %-ige DWA-TKN-Last) und $B_A(\text{DOC}) = 2,2 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$, bezogen auf die Gesamtfläche der Kaskade.

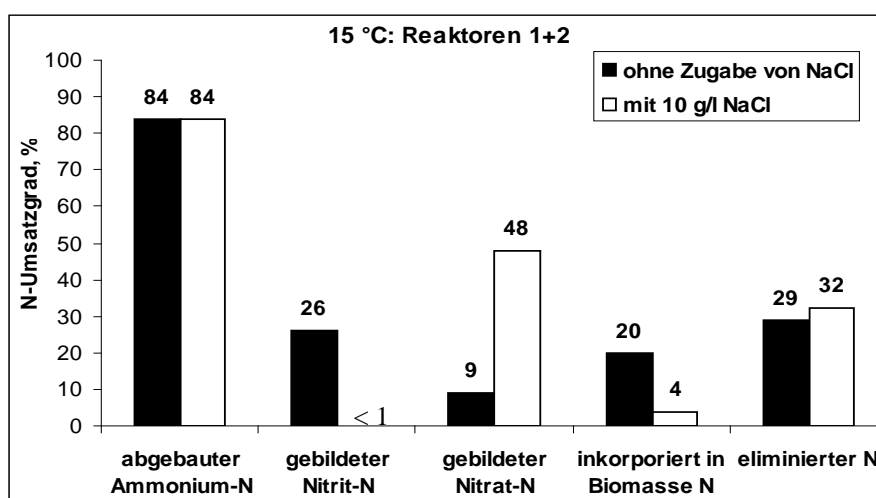


Bild 36. Bilanz des N-Umsatzes in den Reaktoren 1+2 bei 15 °C mit und ohne Zugabe von 10 g/l NaCl zum Modellabwasser bei $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N}) = 0,85 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (86 %-ige DWA-TKN-Last) und $B_A(\text{DOC}) = 2,2 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$, bezogen auf die Gesamtfläche der Kaskade.

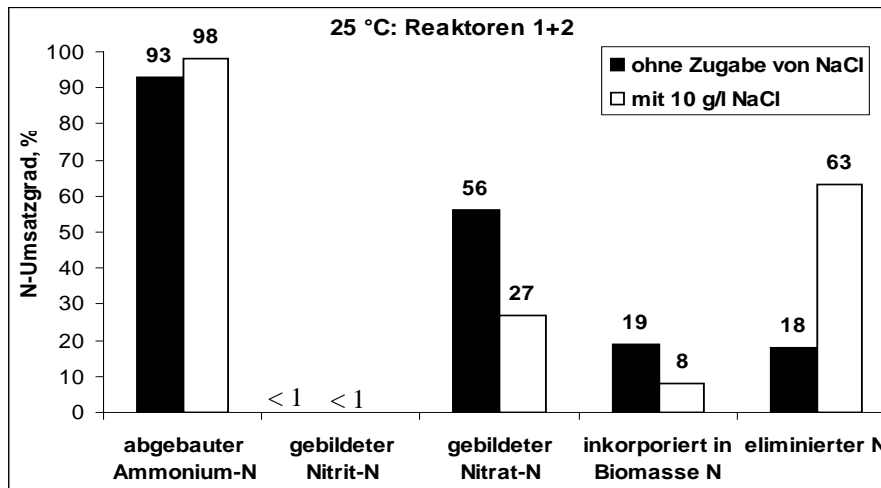


Bild 37. Bilanz des N-Umsatzes in den Reaktoren 1+2 bei 25 °C mit und ohne Zugabe von 10 g/l NaCl zum Modellabwasser bei $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N}) = 0,85 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (86 %-ige DWA-TKN-Last) und $B_A(\text{DOC}) = 2,2 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$, bezogen auf die Gesamtfläche der Kaskade.

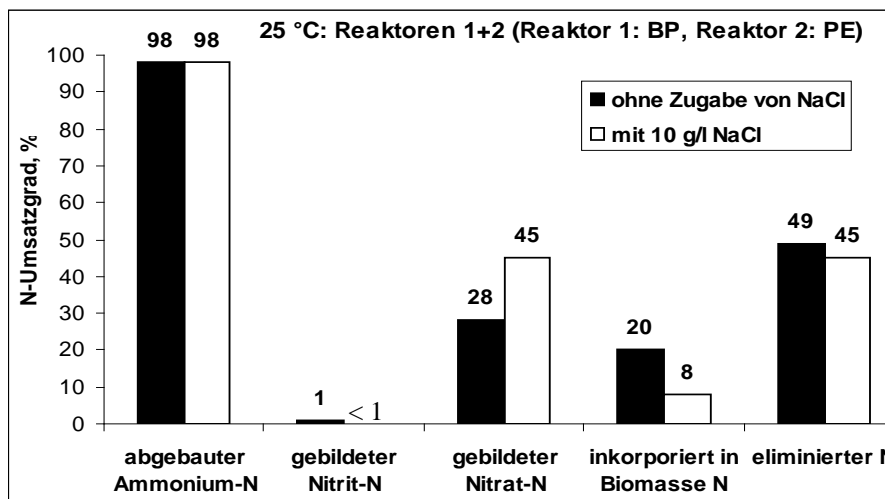


Bild 38. Bilanz des N-Umsatzes in den Reaktoren 1+2 bei 25 °C (Reaktor 1: BP, Reaktor 2: PE) mit und ohne Zugabe von 10 g/l NaCl zum Modellabwasser bei $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N}) = 0,85 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (86 %-ige DWA-TKN-Last) und $B_A(\text{DOC}) = 2,2 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$, bezogen auf die Gesamtfläche der Kaskade.

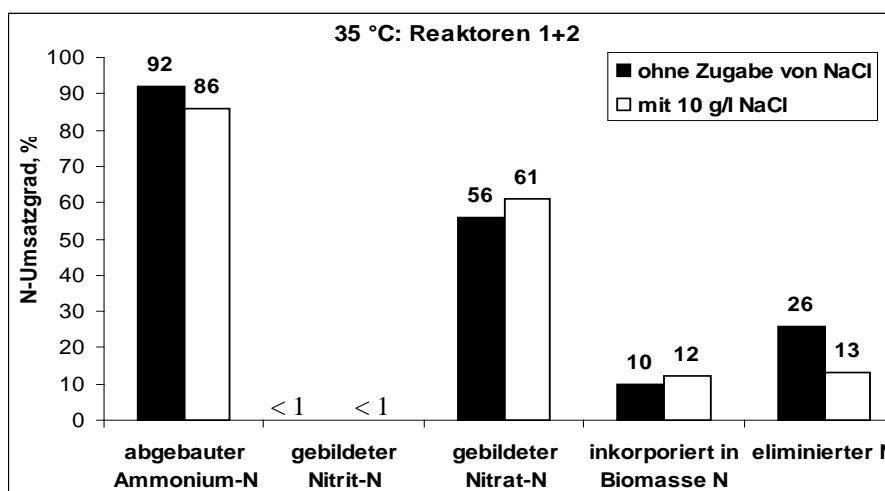


Bild 39. Bilanz des N-Umsatzes in den Reaktoren 1+2 bei 35 °C mit und ohne Zugabe von 10 g/l NaCl zum Modellabwasser bei $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N}) = 0,85 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (86 %-ige DWA-TKN-Last) und $B_A(\text{DOC}) = 2,2 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$, bezogen auf die Gesamtfläche der Kaskade.

Schlussfolgerungen für die DWA-Auslegungsrichtlinien

Die Laborversuche mit der Zweireaktorkaskade, ausgelegt für den C- und NH_4^+ -N-Abbau, zeigten, dass bei $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 0,85 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (86 %-ige DWA-TKN-Last) und $B_A(\text{CSB}) \approx B_A(\text{BSB}_5) = 5,1 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ auch bei einer NaCl-Konzentration von 10 g/l im Modellabwasser ein weitgehender NH_4^+ -N-Umsatz und eine intensive Nitrifikation stattfinden.

Die DWA-Auslegungsrichtlinien können dahingehend ergänzt werden, indem darüber informiert wird, dass der NH_4^+ -N-Abbau bei einer Abwassersalinität von 10 g/l NaCl (6 gCl/l bzw. 0,17 molCl/l) und osmotischer Druck von 11,4 bar bei 5 °C bis 12,7 bar bei 35 °C mit dem bei salzarmen Bedingungen vergleichbar ist.

Lichtmikroskopische Untersuchungen

Wie bereits im Kapitel 4.1.3.2 (s. Lichtmikroskopische Untersuchungen) erwähnt, wurden regelmäßig Proben vom Biofilm der getauchten Festbett-Reaktoren entnommen und unter Lichtmikroskop beobachtet. Auch nach der Zugabe von 10 g/l NaCl waren keine Veränderungen in der Struktur der Flocke und des Organismenvorkommens feststellbar.

Aufgrund von begrenzten Möglichkeiten stehen für die Versuchsreihe „20 g/l NaCl“ keine lichtmikroskopischen Untersuchungen zur Verfügung.

4.3.2 Einfluss von 20 g/l NaCl im Modellabwasser

Versuchsdurchführung

In getauchten Festbett-Reaktoren, ausgelegt für den C-Abbau nach den DWA-Richtlinien, wurde der Einfluss von 20 g/l NaCl im Modellabwasser auf den DOC-Abbau und auf den N-Umsatz untersucht. Die DOC- und NH_4^+ -N-Flächenbelastungen, bezogen auf die Gesamtfläche des Reaktors, betragen 4,4 und 1,7 $\text{g/m}^2\cdot\text{d}$ (entspricht einer 600 %-igen DWA-TKN-Last). Als Referenzdaten wurden die bereits in den Kapiteln 4.1.1.1 für den DOC-Abbau (s. Bilder 10 und 11) und 4.1.2.1 für den NH_4^+ -N-Abbau (s. Bilder 14a und 14b) dargestellten Ergebnisse von der Versuchsreihe „hohe NH_4^+ -N-Belastung“, die unmittelbar vor und nach dem 20 g/l NaCl-Versuch durchgeführt wurden, verwendet. In diesem Kapitel werden nicht die vollständigen Ergebnisse der Versuchsreihe nach dem Salzversuch dargestellt, sondern nur die Daten für acht von insgesamt neunzehn Wochen betrachtet. Diese sind für die angestrebten Aussagen hinreichend repräsentativ.

4.3.2.1 Einfluss von 20 g/l NaCl auf den Abbau von organisch gebundenem Kohlenstoff im Reaktor 1

Ergebnisse

Bild 40 stellt die DOC-Abbaugeschwindigkeit mit und ohne Zugabe von 20 g/l NaCl zum synthetischen Abwasser bei Temperaturen von 5 bis 35 °C dar. Nach der NaCl-Zufuhr verringerte sich die DOC-Abbaugeschwindigkeit im 5 °C-Reaktor zunächst bis auf Null, um danach wieder anzusteigen. Nach etwa fünf Wochen wurde das Ausgangsniveau, vor der NaCl-Zugabe, wieder erreicht. Bei Betriebstemperaturen von 15 bis 35 °C wurde keine Hemmung des DOC-Abbaus infolge der erhöhten Abwassersalinität beobachtet.

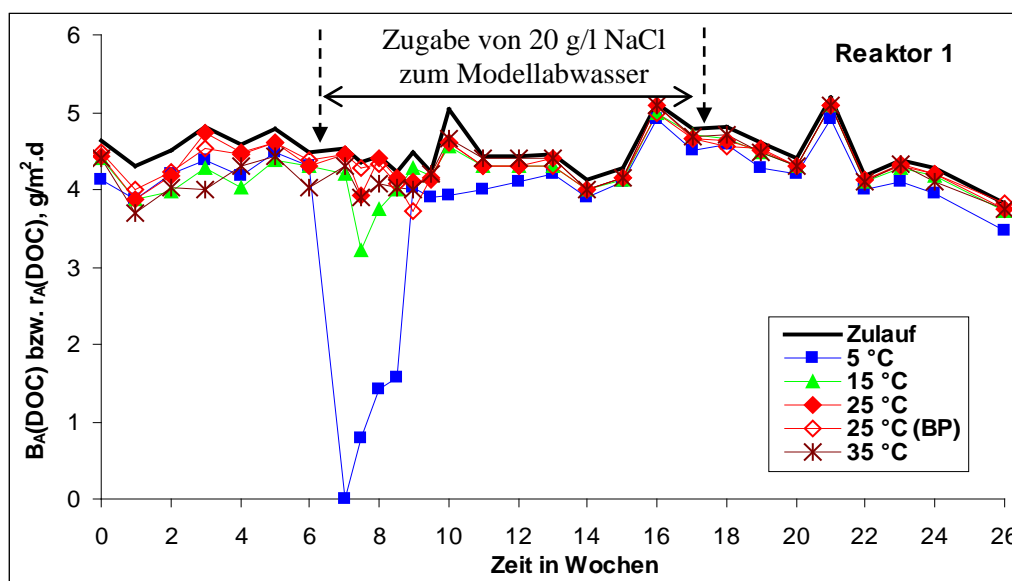


Bild 40. Einfluss von 20 g/l NaCl im Modellabwasser auf die DOC-Abbaugeschwindigkeit bei Temperaturen von 5 bis 35 °C und bei $B_A(\text{DOC}) = 4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ (85 % der DWA-BSB₅-Auslegung) und $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$. DOC-Konzentrationswerte für Wochen 7-17 im Anhang, Tabelle E.1 (Wochen 0-10).

Vergleich mit Literaturangaben

Nach [PAN-99] verursachte die Zugabe von 20 g/l NaCl zum Abwasser eine permanente 25 %-ige Abnahme der CSB-Abbauleistung einer nicht mit diesem Salzgehalt adaptierten suspendierten Biozönose zum im Vergleich zu NaCl-freien Abwasser. Die eigenen Untersuchungen mit immobilisierter Biomasse bestätigten diese Aussage von Panswad et al. nicht, da nur bei den niedrigeren Temperaturen (5 und 15 °C) eine temporäre Verringerung des DOC- bzw. des CSB-Abbaus vorkam.

Woolard et al. zeigten, dass Bakterien, die nicht an eine hohe Salinität adaptiert wurden, nur begrenzt für die Behandlung salzhaltiger Abwässer geeignet sind. Deren Einsatz resultierte in der Abnahme der DOC-Umsatzrate und in der Zunahme der suspendierten Stoffe am Ablauf

des Reaktors. Diese Effekte waren allerdings erst ab NaCl-Konzentrationen ≥ 30 g/l zu beobachten [WOO-98].

Schlussfolgerungen für die DWA-Auslegungsrichtlinien

In getauchten Festbett-Reaktoren, die dimensioniert für den C-Abbau wurden, fand bei einer DOC-Flächenbelastung von $4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ ($B_A(\text{CSB}) \approx B_A(\text{BSB}_5) = 10,2 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ (85 % der DWA-BSB₅-Auslegung) auch bei einer Abwassersalinität von 20 g/l NaCl ein nahezu vollständiger Abbau der organischen Verbindungen statt. Bei 25 und 35 °C ist unter diesen Bedingungen keine Adaptationszeit vorzusehen. Bei 5 und 15 °C trat ein temporärer Einbruch des C-Abbaus, der maximal bis fünf Wochen (bei 5 °C) andauerte.

Auf Grundlage der gewonnenen Ergebnisse wird empfohlen, die aktuelle DWA-Auslegung mit dem Hinweis für Abwässer mit höheren Salzgehalten zu ergänzen, dass sich die volle C-Abbauleistung bei einer Abwassersalinität von 20 g/l NaCl (12 gCl/l bzw. 0,34 molCl/l) und einem osmotischen Druck von ≤ 20 bar bei Temperaturen tiefer als 15 °C verzögert (bis zu zwei Monate) einstellt.

4.3.2.2 Einfluss von 20 g/l NaCl auf den NH_4^+ -N-Abbau im Reaktor 1

Ergebnisse

Das Bild 41 veranschaulicht die NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit in Abhängigkeit vom Salzgehalt im Modellabwasser (kein NaCl oder 20 g/l NaCl) bei Temperaturen von 5 bis 35 °C.

Unter NaCl-freien Bedingungen erwies sich der NH_4^+ -N-Umsatz über eine Versuchsdauer von sechs Wochen als stark temperaturabhängig (s. Kapitel 4.1.2.1). Nach der Zugabe von 20 g/l NaCl zum synthetischen Abwasser sank die NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit bei 15, 25 und 35 °C. In dem 5 °C-Reaktor wurde der schon geringe NH_4^+ -N-Umsatz kaum von dem zusätzlichen Salz beeinflusst.

Drei Wochen nach der Salzzugabe betrug die NH_4^+ -N-Abbauraten in allen Reaktoren weniger als $0,5 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$. In den folgenden zwei Wochen erfolgte eine geringfügige Steigerung der Umsatzraten. Der NH_4^+ -N-Abbau blieb jedoch während der gesamten 20 g/l NaCl-Versuchsreihe inhibiert. Besonders ausgeprägt war die Salzwirkung in den 25- und 35 °C-Reaktoren, in denen unter NaCl-freien Bedingungen eine NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit von $\geq 1,3 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ erreicht wurde (s. Tabelle 43). Während des 20 g/l NaCl-Experiments betrug diese meistens $0,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$, d.h. etwa die Hälfte gegenüber salzfreien Bedingungen. Über einen zehnwöchigen Zeitraum wurde keine Verbesserung des NH_4^+ -N-Umsatzes beobachtet.

Bereits in der ersten Woche nach dem Abstellen der NaCl-Zugabe zum Abwasser begann eine Erholung der Festbett-Biozönosen von dem Salzschock (s. Bild 41, Woche 18), die sich in

einer Steigerung der NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit bei allen Temperaturen widerspiegelte. Besonders schnell erfolgte die Verbesserung bei 15 und 25 °C. Zwei Wochen nach der Beendigung des 20 g/l NaCl-Versuches wurde in den beiden 25 °C-Reaktoren eine NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit von $\geq 1,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ erreicht. Die NH_4^+ -N- Abbaugeschwindigkeit in dem 15 °C-Reaktor betrug während dieser Zeit meist $1,3 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und war damit höher als die Geschwindigkeit vor dem Salz-Versuch. Bei 35 °C steigerte sich diese etwas langsamer und erholte sich vollständig erst etwa drei Wochen nach dem Abstellen der NaCl-Zugabe.

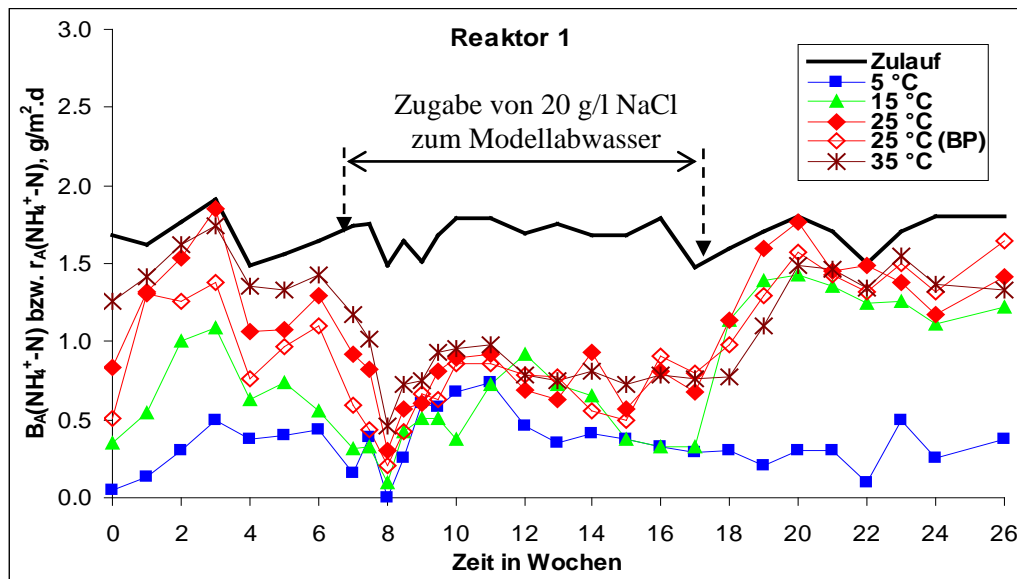


Bild 41. Einfluss von 20 g/l NaCl im Modellabwasser auf die NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit bei Temperaturen von 5 bis 35 °C und bei $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ (600 %-ige DWA-TKN-Last) und $B_A(\text{DOC}) = 4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$. NH_4^+ -N-Konzentrationswerte für Wochen 7-17 im Anhang Tabelle E.2 (Wochen 0-10).

Tabelle 43. Durchschnittliche NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit bei einer 600 %-igen DWA-TKN-Last vor, während und nach der Versuchsreihe „20 g/l NaCl“

Temperatur	NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit in $\text{g/m}^2 \cdot \text{d}$		
	vor dem Salzversuch	Zugabe von 20 g/l NaCl	nach dem Salzversuch
5 °C	0,3	0,3	0,3
15 °C	0,7	0,5	1,3
25 °C	1,3	0,7	1,5
25 °C (BP)	1,3	0,7	1,4
35 °C	1,4	0,7	1,4

Vergleich mit Literaturangaben

Zahlreiche in der Literatur aufgeführte Studien belegen, dass ein NH_4^+ -N-Abbau und eine Nitrifikation auch im salzhaltigen Medium ablaufen können. Es handelte sich dabei um Verfahren mit suspendierter (Belebtschlamm) und immobilisierter Biomasse (Biofilter, Wirbelbett oder getauchtes Festbett). Meistens konnten ein weitgehender NH_4^+ -N-Umsatz

und eine Nitrifikation auch bei NaCl-Gehalten von bis zu 30 g/l und teilweise höher erreicht werden [DIN-99], [ROS-97, ROS-98], [VRE-97], [FUR-00], [YU-02], [CAM-02].

Im Rahmen der vorliegenden Arbeit konnten die Resultate dieser Studien nur bis zu Salzgehalten von 10 g/l bestätigt werden. Bei 600 %-iger DWA-TKN-Last und 20 g/l NaCl im Modellabwasser wurde eine starke aber reversible Inhibierung des NH_4^+ -N-Umsatzes in den getauchten Festbett-Reaktoren beobachtet. Wahrscheinlich lag die Ursache in der hohen gewählten TKN-Belastung und in der unzureichenden Adaptationszeit der Biozönose von zehn Wochen. Deshalb sollte in weiteren Experimenten zum Einfluss von hoher NaCl-Konzentration im Abwasser eine längere Versuchszeit vorgesehen werden.

Schlussfolgerungen für die DWA-Auslegungsrichtlinien

Die Zugabe von 20 g/l NaCl (12 gCl/l bzw. 0,34 molCl/l) und bei einem osmotischer Druck von 19,3 bar bei 5 °C bis 21,4 bar bei 35 °C, im zu behandelnden synthetischen Abwasser verursachte unter 600 %-igen DWA-TKN-Überlastbedingungen eine deutliche Verringerung des parallel zu dem C-Abbau ablaufenden NH_4^+ -N-Abbau von bis zu 40 %. Da die DWA-Auslegung für den C-Abbau diesen simultanen Abbau nicht berücksichtigt, sind deshalb keine Ergänzungen vorzunehmen. Als Information für die Betreiber sollte jedoch auf den verringerten NH_4^+ -N-Umsatz in Anwesenheit von 20 g/l NaCl hingewiesen werden.

4.3.2.3 Einfluss von 20 g/l NaCl auf die N-Elimination im Reaktor 1

Versuchsdurchführung

In diesem Kapitel werden die N-Umsatzgrade ohne und mit Zugabe von 20 g/l NaCl unter 600 %-iger DWA-TKN-Last dargestellt und diskutiert. Die Ergebnisse stammen von den Wochen 4-6 der NaCl-freien Versuchsreihe und von den Wochen 10-17 der 20 g/l NaCl-Versuchsreihe (s. Bild 41). Die Umsatzgrade aus dem NaCl-freien Versuch weichen von den in dem Kapitel 4.3.1.3 aufgeführten Werten ab, da diese zwei unterschiedliche Abschnitte der Versuchsreihe „hohe NH_4^+ -N-Belastung“ darstellen. Um einen möglichst repräsentativen Vergleich des N-Umsatzes vorzunehmen, wurde der Versuchsabschnitt unmittelbar vor der NaCl-Zugabe ausgewählt, so wie im Bild 41 aufgeführt.

Ergebnisse

Die Bilder 42-45 veranschaulichen die Bilanz des N-Umsatzes mit und ohne Zugabe von 20 g/l NaCl zum Modellabwasser bei Temperaturen von 5 bis 35 °C bei einer 600 %-igen DWA-TKN-Last.

Im 5 °C-Reaktor wurde keine Veränderung der N-Umsatzgrade nach der Zugabe von 20 g/l NaCl zum Modellabwasser im Vergleich zum NaCl-freien Versuch beobachtet. Auch der N-Umsatz bei 15 °C wurde nur geringfügig von dem höheren Salzgehalt beeinflusst.

NH₄⁺-N-Abbaugrade von fast 80 bzw. 90% wurden in den Reaktoren bei 25 (PE) und 35 °C im salzfreien Betrieb erreicht (s. Bilder 44 und 46). Die Zugabe von 20 g/l NaCl zum Abwasser verursachte eine starke Abnahme des NH₄⁺-N-Umsatzes, sodass nur 44 % bei 25 °C und 47 % bei 35 °C vom zugeführten Ammonium abgebaut wurden. Bei 25 °C (BP) wurde der NH₄⁺-N-Umsatzgrad von 71 auf 46 % reduziert (s. Bild 45).

Die bei 35 °C im salzfreien Medium ablaufende Nitrit-Bildung (38 % des Zulauf-NH₄⁺-N) wurde von 20 g/l Salz unter der betrachteten 600 %-igen DWA-TKN-Last stark gehemmt und praktisch auf Null reduziert.

Bei allen Temperaturen wurden keine nennenswerten Konzentrationen an Nitrat und Nitrit bei diesen hohen Salzgehalten gemessen. Diese Tendenz deutete sich bereits bei Salzgehalten von 10 g/l an, s. Kap. 4.3.1.3. Allerdings fand in den getauchten Festbett-Reaktoren bei 15, 25 und 35 °C rechnerisch eine N-Elimination von etwa 25 bis 35 % statt. Dies deutet auf eine Nitrifikation mit nachfolgender Reduktion des Nitrits und des Nitrats hin.

Die mit der FISH-Methode durchgeführten Populationsanalysen zeigten, dass halophile und halotolerante Bakterien der Gattung *Nitrosomonas spp.* im Biofilm der Reaktoren bei 15, 25 und 35 °C tatsächlich vertreten waren. Das bestätigte die Vermutung, dass auch bei 20 g/l NaCl im Modellabwasser eine Nitrititation stattfindet. Unter diesen Bedingungen wurden aber keine nitritoxidierende Bakterien (NO) der Spezies *Nitrospira moscoviensis* (Sonde Ntspa1026) und der Gattung *Nitrobacter spp.* (Sonde NB1000) identifiziert.

Da nach der Zugabe von 20 g/l NaCl zum Modellabwasser weniger Ammonium im Vergleich zum NaCl-Versuch umgesetzt wurde, stand den denitrifizierenden Bakterien weniger Substrat in Form von Nitrit und Nitrat zur Verfügung. Am ausgeprägtesten war die Verringerung der N-Eliminationsrate mit bis zu 30 % bei 25 °C (s. Bilder 44 und 45).

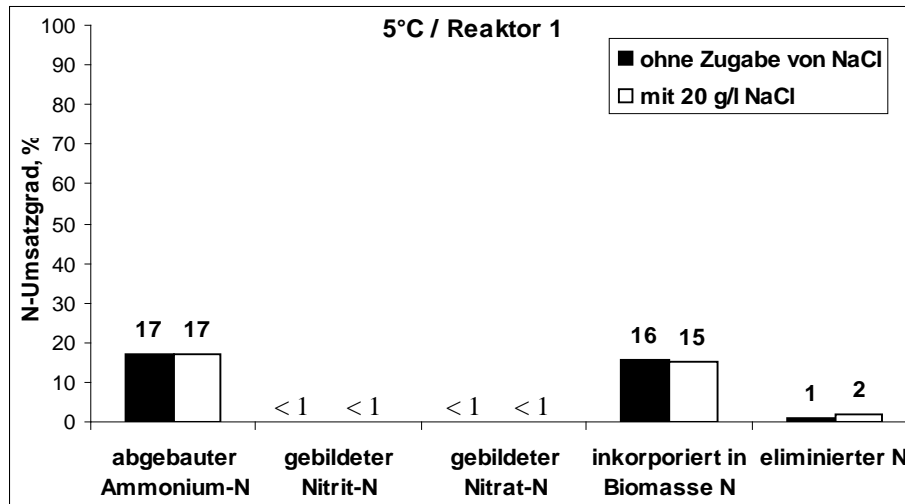


Bild 42. Bilanz des N-Umsatzes bei 5 °C im Reaktor 1 mit und ohne Zugabe von 20 g/l NaCl zum Modellabwasser bei $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (600 %-ige DWA-TKN-Last) und $B_A(\text{DOC})= 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$.

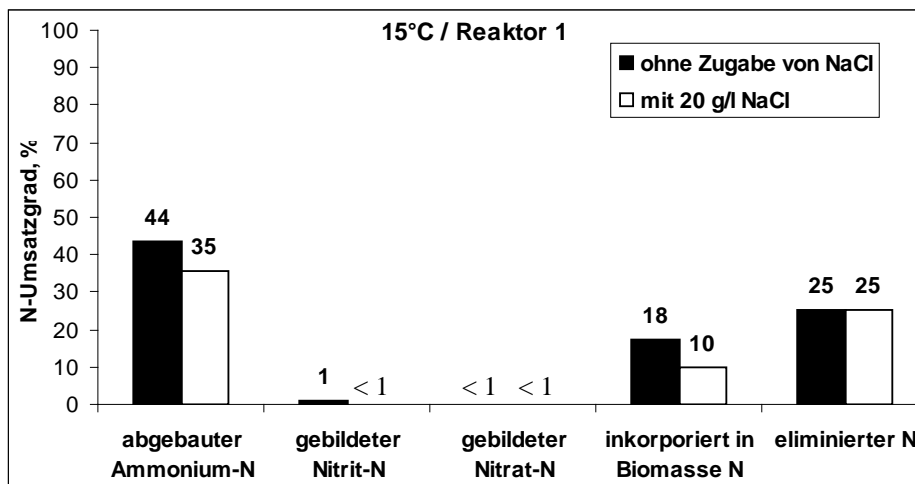


Bild 43. Bilanz des N-Umsatzes bei 15 °C im Reaktor 1 mit und ohne Zugabe von 20 g/l NaCl zum Modellabwasser bei $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (600 %-ige DWA-TKN-Last) und $B_A(\text{DOC})= 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$.

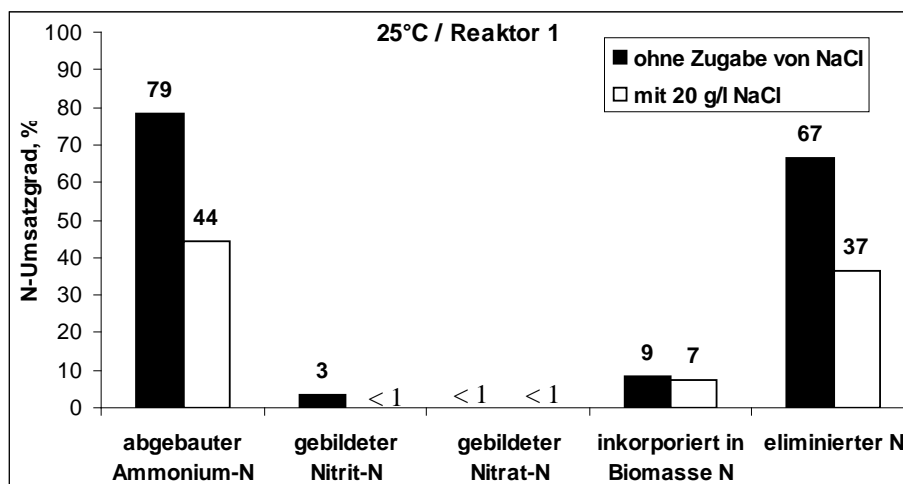


Bild 44. Bilanz des N-Umsatzes bei 25 °C im Reaktor 1 mit und ohne Zugabe von 20 g/l NaCl zum Modellabwasser bei $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (600 %-ige DWA-TKN-Last) und $B_A(\text{DOC})= 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$.

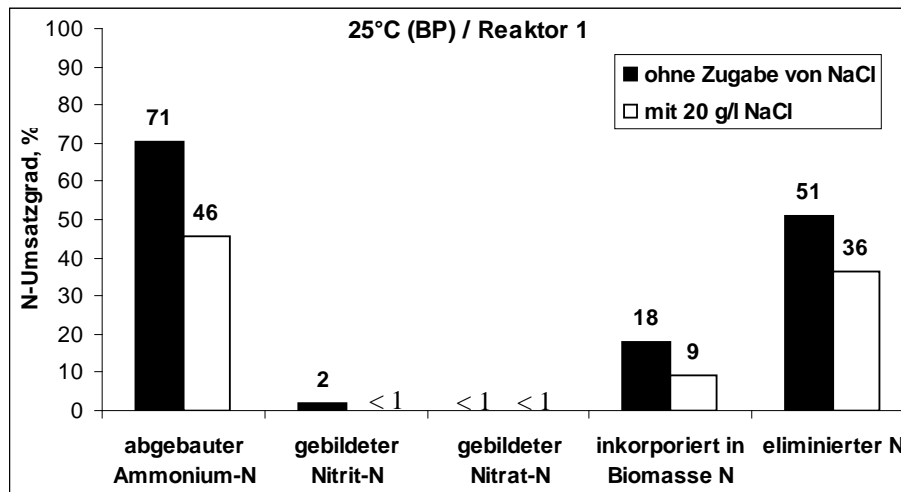


Bild 45. Bilanz des N-Umsatzes bei 25 °C (BP-Aufwuchskörper) im Reaktor 1 mit und ohne Zugabe von 20 g/l NaCl zum Modellabwasser bei $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2\text{-d}$ (600 %-ige DWA-TKN-Last) und $B_A(\text{DOC}) = 4,4 \text{ g/m}^2\text{-d}$.

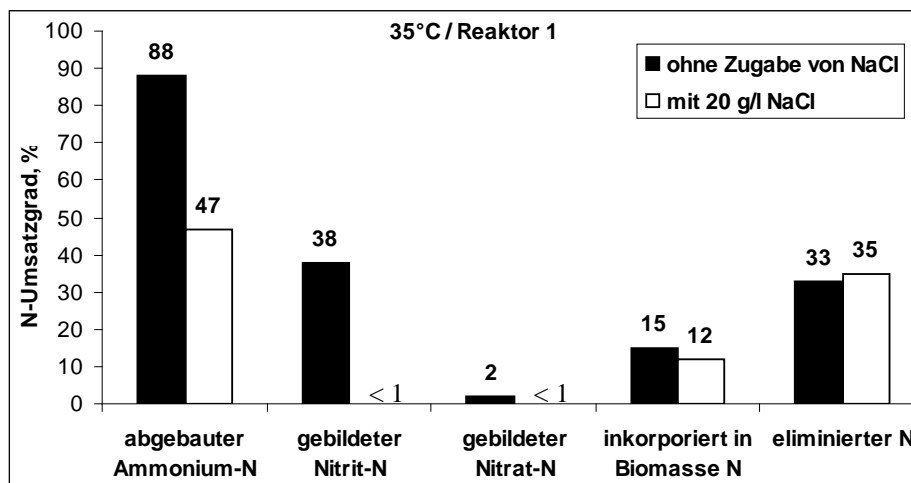


Bild 46. Bilanz des N-Umsatzes bei 35 °C im Reaktor 1 mit und ohne Zugabe von 20 g/l NaCl zum Modellabwasser bei $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2\text{-d}$ (600 %-ige DWA-TKN-Last) und $B_A(\text{DOC}) = 4,4 \text{ g/m}^2\text{-d}$.

Vergleich mit Literaturangaben

Die Angaben in der Literatur bezüglich des Salzeinflusses auf die heterotrophe N-Elimination sind vielfältig. Nach [DIN-99] und [PAN-99] wurde die Denitrifikation bei NaCl-Gehalten von $\geq 10 \text{ g/l}$ inhibiert. In [VRE-97] wurde dagegen berichtet, dass die Denitrifikation auch bei einer Cl^- -Konzentration von 40 g/l ohne Behinderung ablaufen kann. Die Resultate aus den eigenen Experimenten können mit den oben beschriebenen Aussagen nicht ohne weiteres verglichen werden, da unter den ausgewählten Versuchsbedingungen der $\text{NH}_4^+\text{-N}$ -Umsatz stark von dem NaCl unterdrückt wurde und sich somit als limitierender Faktor für die simultan ablaufende N-Elimination bzw. Denitrifikation erwies.

Schlussfolgerungen für die DWA-Auslegungsrichtlinien

Die DWA-Bemessungsgrundlagen können in Hinsicht auf der N-Elimination im getauchten Festbett-Reaktor mit dem Hinweis ergänzt werden, dass auch bei einer NaCl-Konzentration von 20 g/l NaCl, d.h. 12 gCl/l bzw. 0,34 molCl/l und osmotischer Druck von 19,3 bar bei 5 °C bis 21,4 bar bei 35 °C, im Abwasser unter TKN-Hochlastbedingungen simultan zu dem C- und NH₄⁺-N-Abbau eine Denitrifikation stattfinden kann. Die NH₄⁺-N-Abbaugeschwindigkeit ist jedoch der Limitierungsfaktor für den erzielbaren Denitrifikationsgrad.

4.3.3 Zusammenfassung der Ergebnisse zum Einfluss von NaCl im Modellabwasser

In einer Versuchsreihe ist der Einfluss von 10 und 20 g/l NaCl auf die Schadstoffabbauprozesse bei Temperaturen von 5 bis 35°C in einzelnen getauchten Festbett-Reaktoren untersucht worden, die nach den DWA-Empfehlungen im wesentlichen für den C-Abbau ausgelegt waren und mit einer 600 %-igen DWA-TKN-Last betrieben wurden. In einem weiteren Experiment wurde der Einfluss von 10 g/l NaCl auf den Schadstoffabbau in Zweireaktorkaskaden aus getauchte Festbett-Reaktoren untersucht, die nach den DWA-Empfehlungen für den C- und Ammonium-Abbau (Nitrifikation) mit einer DWA-TKN-Last von 86 % dimensioniert waren.

In getauchten Festbett-Reaktoren, die für C-Abbau mit **einer 600 %-igen DWA-TKN-Last** bemessen und gebaut wurden, wurde der DOC im salzarmen wie im Abwasser mit 10 g/l NaCl Zusatz im Temperaturbereich von 5 bis 35 °C nahezu vollständig abgebaut. Die Zugabe von 20 g/l NaCl zum Modellabwasser führte lediglich bei 5 °C zu einer stärkeren jedoch temporären Abnahme der DOC-Abbaugeschwindigkeit. Bei Temperaturen von 15 bis 35 °C wurde kein merklicher Einfluss der erhöhten Salinität von 20 g/l auf die DOC-Umsatzleistung der getauchten Festbett-Biozönose festgestellt.

Bei einer Temperatur von 5 °C beschränkte sich unter diesen NH₄⁺-N Hochlastbedingungen (600 %-ige DWA-TKN-Last) während der 10 und 20 g/l NaCl-Versuchsreihe als auch im NaCl-freien Versuch der simultan zum C-Abbau verlaufende N-Umsatz auf einem NH₄⁺-N-Abbaugrad vom maximal 15 %, wobei der umgesetzte Stickstoff ausschließlich für den Aufbau der eigenen bakteriellen Biomasse verwendet wurde.

Bei 15 °C wurde der NH₄⁺-N-Abbaugrad, der im salzarmen Wasser bei ca. 50 % lag bereits in Gegenwart von 10 g/l NaCl deutlich reduziert.

Bei 25 und 35 °C wurde der im salzarmen Wasser hohe NH₄⁺-N-Umsatz von über 80 % nur geringfügig von dem um 10 g/l erhöhten NaCl Salzgehalt beeinträchtigt. 20 g/l NaCl erwiesen sich in diesem Temperaturbereich dagegen als stark hemmend auf die NH₄⁺-N-Abbaugeschwindigkeit. Während im salzarmen Modellabwasser NH₄⁺-N-Umsatzrate von ≥

1,3 g/m²·d gemessen wurden, traten in Gegenwart von 20 g/l lediglich Umsatzraten von 0,7 g/m²·d auf. Über eine Versuchsdauer von zehn Wochen wurde auch keine signifikante Erhöhung dieser NH₄⁺-N-Umsatzleistung beobachtet. Nach Einstellen der Zugabe von 20 g/l NaCl, erholte sich die autotrophe NH₄⁺-N umsetzende Festbett-Biozönose innerhalb kurzer Zeit, sodass nach zwei bis drei Wochen sich in allen Reaktoren die vor dem Salz-Versuch erreichten NH₄⁺-N-Abbaugeschwindigkeit wieder einstellten.

Der verringerte NH₄⁺-N-Abbaugrad in Gegenwart von Salz hat einen entsprechenden Rückgang der Elimination des zugeführten Stickstoffs zur Folge.

In getauchten Festbett-Reaktoren, die nach den DWA-Empfehlungen für den C- und NH₄⁺-N-Abbau mit **einer 86 %-igen DWA-TKN-Last** ausgelegt wurden, wurde der DOC im NaCl-armen wie im Abwasser mit 10 g/l NaCl Zusatz im Temperaturbereich von 5 bis 35 °C nahezu vollständig abgebaut. Ein hemmender Einfluss dieser Salzkonzentration auf den C-Abbau wurde nicht beobachtet.

Der NH₄⁺-N-Abbau war unter diesen TKN-Belastungsbedingungen bei um 10 g/l NaCl (d.h. 6 gCl/l bzw. 0,17 molCl/l) erhöhter Abwassersalinität und osmotischer Druck von 11,4 bar bei 5 °C bis 12,7 bar bei 35 °C vergleichbar mit dem unter salzarmen Bedingungen. Auch der Anteil des eliminierten Stickstoffs wurde nicht signifikant beeinflusst.

Auf Grundlage der durchgeführten Laborversuche werden folgende Ergänzungen der DWA-Richtlinien für die Auslegung der getauchten Festbett-Reaktoren für die Behandlung von salzhaltigen Abwässern empfohlen:

- Die Auslegungskriterien für den C-Abbau können im Temperaturbereich von 5 bis 35 °C bei einer Abwassersalinität von bis zu 20 g/l NaCl (12 gCl/l bzw. 0,34 molCl/l) und einem osmotischen Druck von 19,3 bar bei 5 °C bis 21,4 bar bei 35 °C angewendet werden. Die vollständige C-Abbauleistung stellt sich allerdings bei Temperaturen tiefer als 15 °C und NaCl-Gehalten von 20 g/l verzögert (bis zu zwei Monaten) ein. Für Betreiber von getauchten Festbett-Reaktoren ist hinzuzufügen, dass der unter diesen Bedingungen in salzarmen Wasser bei Temperaturen 25 °C parallel zum C-Abbau stattfindende weitgehende NH₄⁺-N-Abbau nur geringfügig durch Salzgehalte von 10 g/l beeinträchtigt wird. Bei NaCl-Konzentration von 20 g/l erfolgt bei 25 und 35 °C jedoch eine deutliche Verringerung des NH₄⁺-N-Abbaus von bis zu 40 % im Vergleich zu salzarmen Abwasser.
- Die Auslegungskriterien für den C- und TKN-Abbau (Nitrifizierungsauslegung) können im Temperaturbereich von 5 bis 35 °C bei einer Abwassersalinität von bis zu 10 g/l NaCl (6 gCl/l bzw. 0,17 molCl/l) angewendet werden.

4.4 Atmungsaktivität

Parallel zu der Ermittlung der Umsatzgeschwindigkeiten wurde im Rahmen der durchgeführten experimentellen Untersuchungen ebenso die Atmungsaktivität der gesamten Biozönose in den kontinuierlich betriebenen getauchten Festbett-Reaktoren (*In-situ*-Atmungsaktivität) bestimmt. Um ein vertieftes Verständnis über die Stoffwechselprozesse der heterotrophen und der nitrifizierenden Bakterien zu erhalten, wurden in Batch-Versuchen die C-Atmungsaktivität (die Atmungsaktivität der Heterotrophen) und die N-Atmungsaktivität (die Atmungsaktivität der Nitrifikanten und vor allem der ammoniumoxidierenden Bakterien) separat durch die Zugabe nur von C- bzw. nur von Ammonium-Quelle ermittelt. Desweiteren wurde unter Batch-Bedingungen die endogene Atmungsaktivität der Festbett-Biozönose, ohne Substrat-Zufuhr, untersucht. Die Atmungsaktivitäten, die außerhalb der kontinuierlich betriebenen getauchten Festbett-Reaktoren ermittelt wurden, werden hier als *Ex-situ*-Atmungsaktivitäten bezeichnet.

Die Messungen wurden während der Versuchsreihe „hohe NH_4^+ -N-Belastung“ durchgeführt.

4.4.1 *In-situ*-Atmungsaktivität

Versuchsdurchführung

Als *In-situ*-Atmungsaktivität wird diejenige bezeichnet, welche im Reaktor unter den Standardbetriebsbedingungen (s. Tabelle 11) bestimmt wurde. Dabei wurde die summarische Atmungsaktivität der aeroben heterotrophen und der nitrifizierenden Bakterien ermittelt. In der vorliegenden Arbeit werden die Ergebnisse von der Bestimmung der *In-situ*-Atmungsaktivität unter CSB- und NH_4^+ -N-Hochlastbedingungen die $B_A(\text{CSB}) = 10,2 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N}) = 1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$, d.h. 85 %-ige DWA-BSB₅-Last und 600 %-ige DWA-TKN-Last) im Reaktor 1 aufgeführt.

Die Bestimmung der *In-situ*-Atmungsaktivität dauerte 10 bis 15 Minuten. Eine ausführliche Beschreibung der Vorgehensweise ist im Kapitel 3.14.1 aufgeführt.

Ergebnisse

Bild 47 veranschaulicht die Korrelation zwischen der flächenspezifischen *In-situ*-Atmungsaktivität ($r_A(\text{O})_{\text{In-situ}}$) und dem flächenspezifischen Sauerstoff-Verbrauch für den Abbau der organischen Verbindungen und des Ammoniums im kontinuierlich betriebenen getauchten Festbett-Reaktor. Der flächenspezifische Sauerstoff-Verbrauch ($\text{g/m}^2 \cdot \text{d}$) wurde berechnet aus der Summe der CSB-Abbaugeschwindigkeit, $r_A(\text{CSB})$, und der Geschwindigkeit, mit der Sauerstoff für den NH_4^+ -N-Abbau aufgenommen wurde, $r_A(\text{NH}_4^+-\text{O})$. Letztere wurde aus der NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit, unter der Annahme, dass für die Oxidation von einem mol

NH_4^+ -N drei mol Sauerstoff (O) notwendig sind (s. Kapitel 2.1.5.3, Gleichung 3), berechnet. Die Sauerstoff-Verbrauchsgeschwindigkeit für den C- und NH_4^+ -N-Abbau, $r_A(\text{CSB}+\text{NH}_4^+-\text{O})$ ist in Abhängigkeit von der Temperatur im getauchten Festbett-Reaktor in der Tabelle 44 dargestellt. Die aufgeführten Sauerstoff-Verbrauchswerte wurden innerhalb des wöchentlichen Standardanalysenprogramms ermittelt. Die *In-situ*-Atmungsaktivität wurde einmal in der Woche bestimmt. Die in dem Bild 47 dargestellten Angaben sind Mittelwerte der Wochen 10 bis 16 der Versuchsreihe „hohe NH_4^+ -N-Belastung“.

Der Sauerstoff-Verbrauch für die Oxidation des Nitrits bis zum Nitrat wurde in der Berechnung nicht berücksichtigt, da simultan zu der Nitrifikation eine reduktive N-Elimination ablief, sodass die tatsächliche Sauerstoff-Menge, notwendig für die Nitrit-Oxidation, nicht quantifiziert werden konnte.

In allen getauchten Festbett-Reaktoren wurden die organischen Verbindungen mit einer CSB-Abbaugeschwindigkeit von ca. $9,8 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ nahezu vollständig abgebaut. Die NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit und somit der Sauerstoff-Verbrauch für die Nitritifikation schwankten dagegen von $1 \text{ gO/m}^2\cdot\text{d}$ (bei $5 \text{ }^\circ\text{C}$) bis $4,8 \text{ gO/m}^2\cdot\text{d}$ (bei 25 und $35 \text{ }^\circ\text{C}$). Demzufolge wurden rechnerisch zwischen 70 und 90% des verbrauchten Sauerstoffs für die Oxidation der organischen Verbindungen genutzt und 30 bzw. 10% von dem Sauerstoff wurden für die NH_4^+ -N-Oxidation (Nitritifikation) verwendet.

Die *In-situ*-Atmungsaktivität variierte in den getauchten Festbett-Reaktoren stark. Am höchsten war sie mit etwa $5 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ bei 5 und $25 \text{ }^\circ\text{C}$ (BP-Aufwuchskörper). In den 25 (PE)- und $35 \text{ }^\circ\text{C}$ -Reaktoren betrug die *In-situ*-Atmungsaktivität $3,5 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$. Sie war mit nur $2,3 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ bei $15 \text{ }^\circ\text{C}$ am geringsten.

Generell wird ein Teil des in die Reaktoren zugeführten Sauerstoffs für den Energiestoffwechsel (Katabolismus) verwendet und ein Teil wird im Baustoffwechsel (Biomasseaufbau oder Anabolismus) umgesetzt. Die in den getauchten Festbett-Reaktoren ermittelte *In-situ*-Atmungsaktivität spiegelte den Energiestoffwechsel der gesamten aeroben Biozönose wider.

In dem $5 \text{ }^\circ\text{C}$ -Reaktor wurden offenbar ca. 50% ($r_A(\text{O})_{\text{In-situ}} = 5 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$) vom gesamten verbrauchten Sauerstoff ($r_A(\text{O})_{\text{C}+\text{NH}_4^+-\text{N}} = 12,5 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$) für Energiestoffwechselprozesse, hauptsächlich für den Abbau organischer Verbindungen, genutzt. Die restlichen 50% wurden für den Aufbau eigener Biomasse bzw. für die Bildung und Einlagerung von Reservestoffen (Baustoffwechsel) verwendet.

Nur 18% ($r_A(\text{O})_{\text{In-situ}} = 2,3 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$) von dem verbrauchten Sauerstoff ($r_A(\text{O})_{\text{C}+\text{NH}_4^+-\text{N}} = 12,5 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$) wurden im $15 \text{ }^\circ\text{C}$ -Reaktor im Katabolismus umgesetzt. Ähnlich wie bei $5 \text{ }^\circ\text{C}$

wurde auch hier der „Katabolismus-Sauerstoff“ zum größten Teil für die Oxidation der organischen Verbindungen eingesetzt.

Im 25- (PE) und 35 °C-Reaktor wurden etwa 25 % ($r_A(O)_{In-situ} = 3,5 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$) vom verbrauchten Sauerstoff ($r_A(O)_{C+NH_4^+-N} = 14,6 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$) für die Energiestoffwechselprozesse verwendet. Unter diesen Bedingungen wurde ca. ein Drittel von dem berechneten Sauerstoff-Verbrauch in die NH_4^+-N -Oxidation investiert. Bei 25°C (PE-Aufwuchskörper) und bei 35 °C betrug das Verhältnis „Sauerstoff für den Energiestoffwechsel“ zu „Sauerstoff für den Baustoffwechsel“ 25 zu 75 %.

Die durchgeführten Untersuchungen zeigten, dass bei CSB- und NH_4^+-N -Flächenbelastungen von 10,2 bzw. 1,7 $\text{g/m}^2 \cdot \text{d}$ und einer Betriebstemperatur von 15-35 °C der den getauchten Festbett-Reaktoren zugeführte Sauerstoff im Wesentlichen für den Biomasseaufbau verbraucht wurde. In dem 5 °C-Reaktor wurde der Sauerstoff scheinbar zu gleichen Teilen für den Anabolismus und Katabolismus umgesetzt.

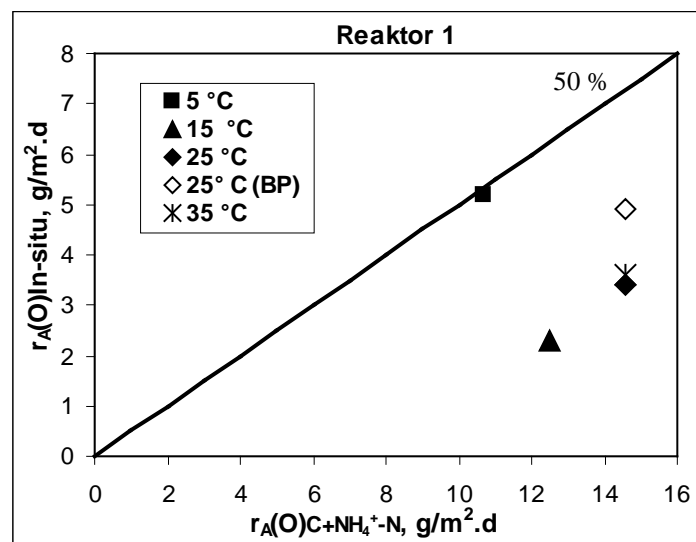


Bild 47. Korrelation zwischen dem Sauerstoff-Verbrauch (für den C- und NH_4^+-N -Abbau) und der *In-situ*-Atmungsaktivität bei Temperaturen von 5 bis 35 °C im Reaktor 1 bei $B_A(CSB) = 10,2 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(NH_4^+-N) = 1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$. $r_A(O)_{C+NH_4^+-N}$ - und $r_A(O)$ -Durchschnittswerte der Versuchswochen 10-16 (s. Bilder 11 und 14b).

Tabelle 44. Sauerstoff-Verbrauch für den C- und NH_4^+-N -Abbau im kontinuierlich betriebenen getauchten Festbett-Reaktor 1 in Abhängigkeit von der Temperatur

Temperatur	$r_A(CSB)$ $\text{g/m}^2 \cdot \text{d}$	$r_A(NH_4^+-N)$ $\text{g/m}^2 \cdot \text{d}$	$r_A(NH_4^+-O)$ $\text{g/m}^2 \cdot \text{d}$	$r_A(O)_{C+NH_4^+-N}$ $\text{g/m}^2 \cdot \text{d}$
5 °C	9,7	0,3	1,0	10,7
15 °C	9,8	0,8	2,7	12,5
25 °C	9,8	1,4	4,8	14,6
25 °C (BP)	9,8	1,4	4,8	14,6
35 °C	9,8	1,4	4,8	14,6

Die in dem Bild 47 und in der Tabelle 44 aufgeführten *In-situ*-Atmungsaktivitäten und Sauerstoff-Verbräuche wurden auf die Aufwuchsfläche bezogen. Dabei wurde die absolute Menge an Biomasse nicht berücksichtigt. Bild 48 stellt die Korrelation zwischen der *In-situ*-Atmungsaktivität und der gesamten Trockensubstanz (immobilisiert und suspendiert) im getauchten Festbett-Reaktor in Abhängigkeit von der Temperatur dar.

In den Reaktoren bei 5 und 25 °C (BP-Aufwuchskörper) ist die TS-Konzentration etwa zwei- bzw. dreimal höher als in den anderen getauchten Festbett-Reaktoren. Bei 5 °C wurde der Stoffwechsel der Bakterien durch die niedrigere Temperatur verlangsamt, wodurch das Substrat tiefer in den Biofilm eindrang. Als Folge bildete sich unter diesen Bedingungen mehr Biomasse aus (s. Tabelle 45). Die spezifische flächenbezogene DOC- bzw. CSB-Abbaugeschwindigkeit war jedoch vergleichbar mit den Werten bei den höheren Temperaturen.

Ähnliche Aussage wurde in [HU-94] getroffen. Die Autoren berichteten, dass die Zellenzahlzunahme die Abnahme der bakteriellen Aktivität im Biofilter-Reaktor bei niedrigeren Temperaturen kompensiert, sodass die BSB₅-Abbaurrate pro Reaktorfläche von der Temperatur im Bereich zwischen 5 und 35 °C nicht wesentlich beeinflusst wurde.

Die TS-Konzentration im 25 °C-Reaktor mit den BP-Aufwuchskörpern war mit 130 g/m² die Höchste. Das war durch den „Nährstoffcharakter“ des BP-Materials bedingt, da die biologisch leicht abbaubare Substanz Polyhydroxybutyrat den heterotrophen Bakterien eine zusätzliche organische Quelle anbot. Aus diesem Grund bildete sich hier mehr immobilisierte Biomasse aus als in den Reaktoren mit den PE-Platten aus (s. Tabelle 45).

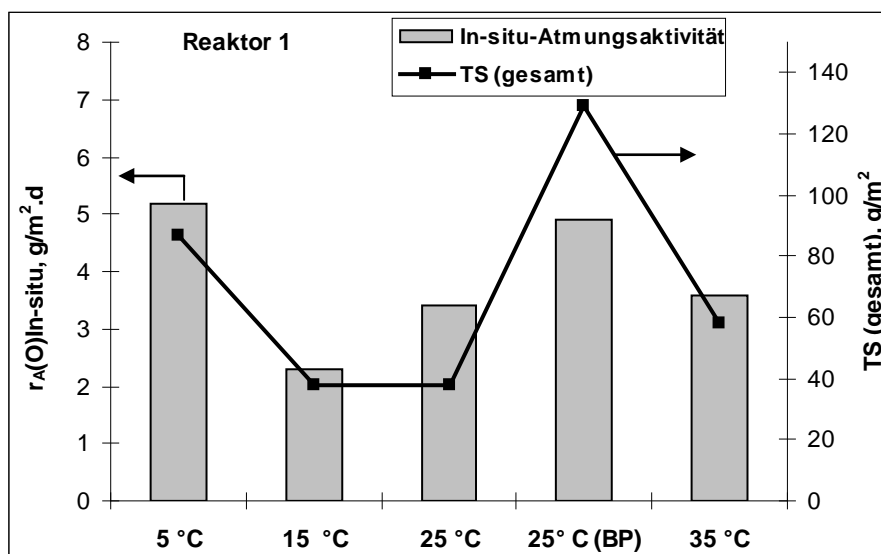


Bild 48. Korrelation zwischen der *In-situ*-Atmungsaktivität und der gesamten TS-Konzentration (immobilisiert + suspendiert) bei Temperaturen von 5 bis 35 °C im Reaktor 1 während der Versuchsreihe „hohe NH₄⁺-N-Belastung“: B_A(CSB)= 10,2 g/m²·d und B_A(NH₄⁺-N)= 1,7 g/m²·d. $r_A(O)$ -Durchschnittswerte der Versuchswochen 10-16 (s. Bild 11).

Tabelle 45. Konzentration an suspendierter und immobilisierter Trockensubstanz im Reaktor 1 in Abhängigkeit von der Temperatur

Temperatur	c(TS)susp* g/l	c(TS)susp g/m ²	c(TS)imm** g/m ²	c(TS)gesamt g/m ²
5 °C	0,50	3,0	84	87
15 °C	0,49	2,9	36	~ 39
25 °C	0,42	2,5	35	~ 38
25 °C (BP)	0,4,0	2,4	127	~ 129
35 °C	0,15	0,9	56	~ 57

*c(TS)susp - Durchschnittswerte der Versuchswochen 10-16 (s. Bild 11)

**c(TS)imm - bestimmt am Ende der Versuchsreihe „hohe NH₄⁺-N-Belastung“

Die *In-situ*-Atmungsaktivität spiegelt den Energiestoffwechsel ausschließlich der aeroben Bakterien wider. Wahrscheinlich kann die hohe *In-situ*-Atmungsaktivität bei 5 und 25 °C (BP-Aufwuchskörper) auf die große Menge an immobilisierter Biomasse zurückgeführt werden. Das ist allerdings nicht nachweisbar, da keine Differenzierung der aeroben von den anoxischen und anaeroben Bakterien innerhalb der Biofilm-Biozönose möglich war.

Unter Hochlastbedingungen lag die Biomasse in den getauchten Festbett-Reaktoren vor allem in immobilisierter Form vor und nur ein sehr geringer Teil der Biomasse war suspendiert (s. Tabelle 45). Zum Teil, in den tieferen Biofilmschichten, bestand die Biofilm-Biozönose vermutlich aus Bakterien, die keinen Sauerstoff in gelöster Form (anoxische Bakterien) bzw. gar keinen Sauerstoff (anaerobe Bakterien) benötigen. Die immobilisierte Trockensubstanz stellte demnach nicht nur die Menge an aeroben, sondern auch an anoxischen und anaeroben Bakterien dar. In den Reaktoren bei 5 und 25 °C (BP-Aufwuchskörper), in denen die Konzentration an immobilisierter Biomasse am höchsten war, wies der Biofilm die größte Dicke auf. Diese Aussage basiert allerdings auf einer visuellen subjektiven Einschätzung, da die tatsächliche Biofilmdicke im Rahmen der eigenen Untersuchungen nicht bestimmt werden konnte. Je dicker der Biofilm ist, umso dicker wird auch die sauerstofffreie Schicht. Infolgedessen stieg hier der Anteil an anoxischen und anaeroben Bakterien in der immobilisierten Biomasse im Vergleich zu den dünneren Biofilmen bei 15, 25 (PE) und 35 °C an.

4.4.2 *Ex-situ*-Atmungsaktivität

Die Bestimmung der *Ex-situ*-Atmungsaktivität erfolgte außerhalb der getauchten Festbett-Reaktoren in einem Batch-Reaktor. Unter den im Kapitel 3.14.2 beschriebenen Bedingungen wurden die endogene Atmungsaktivität (ohne Zugabe von Substrat), die C-Atmungsaktivität (mit der Zugabe von Glukose oder Natriumacetat) und die N-Atmungsaktivität (mit der Zugabe von Ammoniumchlorid) bestimmt. Hier werden die Resultate aus der Bestimmung der *Ex-situ*-Atmungsaktivität bei B_A(CSB)= 10,2 g/m²·d und B_A(NH₄⁺-N)= 1,7 g/m²·d, d.h. 85 %-ige DWA-BSB₅-Last und 600 %-ige DWA-TKN-Last, im Reaktor 1 dargestellt.

4.4.2.1 Endogene Atmungsaktivität

Versuchsdurchführung

Atmen die Bakterien hauptsächlich endogen, so sind im System keine externen Nährstoffe vorhanden. Eigene Zellkomponenten und EPS werden in diesem Fall assimiliert. Um die tatsächliche endogene Atmungsaktivität einer Biozönose zu ermitteln, muss gesichert werden, dass den Bakterien kein externes Substrat zur Verfügung steht. Mit der Biomasse auf den Aufwuchskörpern, die für die Versuche von den getauchten Festbett-Reaktoren entnommen wurden, wurde jedoch eine gewisse Substratmenge „mitgenommen“. Um eine möglichst „reale“ endogene Atmungsaktivität zu ermitteln, wurden die Aufwuchskörper mit der Biomasse etwa 90 Minuten, ohne Substratzugabe, belüftet. Nach dieser Zeit wurden die DOC-, Ammonium und Nitrit-Konzentrationen im Batch-Reaktor bestimmt. Diese waren so gering, dass das Medium als nahezu substratfrei betrachtet wurde. Die Messung der Sauerstoff-Konzentration zur Bestimmung der endogenen Atmungsaktivität dauerte ca. 30 Minuten.

Ergebnisse

In dem Bild 49 ist die Korrelation zwischen der flächenbezogenen endogenen Atmungsaktivität im Batch-Reaktor, $r_A(O)_{end}$, und der Konzentration an immobilisierter Trockensubstanz (TS) in Abhängigkeit von der Temperatur aufgeführt. Mit $2,3 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ war die endogene Atmungsaktivität bei 15 und 25 °C (BP-Aufwuchskörper) am höchsten, während diese bei 5, 35 und 25 °C (PE-Aufwuchskörper) $< 2 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ war.

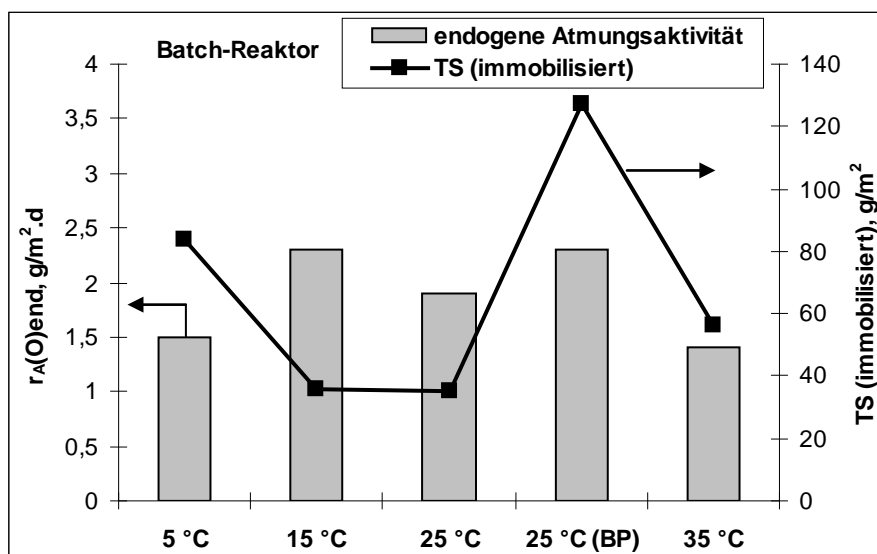


Bild 49. Korrelation zwischen der endogenen Atmungsaktivität im Batch-Reaktor und der immobilisierten TS-Konzentration bei Temperaturen von 5 bis 35 °C während der Versuchsreihe „hohe NH_4^+ -N-Belastung“: $B_A(\text{CSB}) = 10,2 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N}) = 1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$.
Messung im Batch-Reaktor mit zwei Aufwuchskörpern aus den getauchten Festbett-Reaktoren.

Im Gegensatz zu der *In-situ*-Atmungsaktivität war die Endogene bei 5 °C deutlich geringer als diese bei 25 °C (BP-Aufwuchsmaterial). Zum einen könnte das auf die verlangsamte Stoffwechselaktivität der Bakterien bei 5 °C zurückgeführt werden. Zum anderen wurde dem 25 °C-Biofilm (BP) auch während der endogenen Atmung Substrat, in Form von dem leicht abbaubaren Polyhydroxybutyrat, zur Verfügung gestellt. Vermutlich war trotz der Abwesenheit von Substrat in dem Reaktormedium in den tieferen Biofilmschichten auch noch Restsubstrat vorhanden. Deshalb soll die unter diesen Bedingungen ermittelte Atmungsaktivität als eine Summe aus endogener, PHB-Substrat- und Restsubstrat-Atmungsaktivität und nicht als „reine“ endogene Atmungsaktivität betrachtet werden.

4.4.2.2 C-Atmungsaktivität

Versuchsdurchführung

Als C-Atmungsaktivität wird die Differenz der Atmungsaktivität nach der Zugabe von organischen Substanzen (Glukose oder Natriumacetat) und der endogenen Atmung in Abwesenheit von Substrat bezeichnet. Mit dieser Methode wurde nur die Substrat-atmungsaktivität der heterotrophen Bakterien erfasst. Vor der Bestimmung der C-Atmungsaktivität wurde zunächst der Batch-Reaktor zusammen mit den jeweiligen Aufwuchskörpern 90 Minuten belüftet und danach wurde die endogene Atmungsaktivität ermittelt. Nach einer weiteren Belüftungsphase von etwa 30 Minuten, wurde die Glukose zugegeben und danach erfolgte die Aufnahme der Sauerstoff-Konzentration über weitere 60 Minuten. Außer Glukose wurde auch Natriumacetat bei gleicher DOC-Belastung als C-Quelle verwendet. Eine Auswirkung des angesetzten Substrates wurde nicht beobachtet, deshalb wurden die Messungen nur mit Glukose fortgesetzt.

Die C-Atmungsaktivität wurde nur für die Biozönose der Reaktoren 1 bestimmt, da der Abbau der organischen Verbindungen hauptsächlich in diesen realisiert wurde (s. Kapitel 4.1.1.1).

Für die Ermittlung der notwendigen Konzentration an Substrat, die dem Batch-Reaktor zugegeben werden muss, wurde zunächst von der DOC-Belastung im getauchten Festbett-Reaktor ausgegangen ($B_A(\text{DOC}) = 4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$) und der Versuchszeit für die Bestimmung der Substrat-atmung. Um eine Annäherung an dem Standardbetrieb des getauchten Festbett-Reaktors zu erreichen, wurde den Bakterien im Batch-Versuch eine vergleichbare Belastung in Form von Glukose angeboten. Unter diesen Bedingungen erfolgte keine messbare Änderung der Atmungsaktivität vor und nach der Zugabe der Glukose. Schrittweise wurde in Vorversuchen die DOC-Belastung im Batch-Reaktor erhöht. DOC-Belastungen, die fünf bis

fünfzehn Mal höher ($B_A(\text{DOC})_{\text{BR}} = 22$ bis $66 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$) als die im getauchten Festbett-Reaktor waren, wurden im Batch-Reaktor angesetzt. Ein Unterschied in der C-Atmungsaktivität bei DOC-Belastung von 22 und $66 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ unter anderen gleichen Bedingungen wurde nicht festgestellt. Aus diesem Grund begrenzten sich die weiteren Untersuchungen auf eine fast zehnmal höhere als im Standardbetrieb DOC-Belastung von $B_A(\text{DOC})_{\text{BR}} = 42 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$. Dem Batch-Reaktor wurden $0,8 \text{ g/l}$ Glukose zugegeben. Somit ergaben sich DOC- und CSB-Konzentrationen von $0,32 \text{ g/l}$ und $0,85 \text{ g/l}$. Die Versuche hatten Zeitdauer von einer Stunde.

Ergebnisse

Bild 50 veranschaulicht die Korrelation zwischen der C-Atmungsaktivität, $r_A(\text{O})_C$, im Batch-Reaktor und der DOC-Abbaugeschwindigkeit, $r_A(\text{DOC})$, im kontinuierlich betriebenen getauchten Festbett-Reaktor in Abhängigkeit von der Temperatur. Die aufgeführte DOC-Abbaurrate, wurde innerhalb des wöchentlichen Standardanalysenprogramms im getauchten Festbett-Reaktor ermittelt (s. Bild 11).

Bei einer DOC-Flächenbelastung von $4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ (85 %-ige BSB₅-Last nach DWA) traten im kontinuierlich betriebenen Reaktor keine signifikanten Unterschiede in der DOC-Abbaugeschwindigkeit bei Temperaturen von 5 bis 35 °C auf. Im Batch-Versuch bei einer rechnerisch auf die Versuchszeit bezogenen etwa zehnmal höheren DOC-Belastung kam es jedoch zu einer Steigerung der C-Atmungsaktivität im Bereich von 15 bis 35 °C. Sie war bei 5 und 15 °C vergleichbar und stieg bei 35 °C um den Faktor 2. Ähnlich wie bei der endogenen und der *In-situ*-Atmungsaktivität war auch die C-Atmungsaktivität bei 25 °C im Reaktor mit den BP-Aufwuchskörpern höher als die im Reaktor mit den PE-Aufwuchskörpern. Dies ist vermutlich wieder auf die größere Menge an immobilisierter und aktiver Biomasse zurückzuführen (s. Tabelle 45).

Die mit den kontinuierlich betriebenen getauchten Festbett-Reaktoren durchgeführten Untersuchungen zeigten, dass die DOC-Abbaugeschwindigkeit bei einer Belastung von $4,4 \text{ gDOC/m}^2 \cdot \text{d}$ nicht von der Temperatur im Bereich von 5 bis 35 °C abhängig ist, da bereits bei 5 °C praktisch ein vollständiger DOC-Abbau auftrat. Die Versuche im Batch-Reaktor ergaben jedoch, dass bei einer etwa um das Zehnfache höheren organischen Belastung ($B_A(\text{DOC})_{\text{BR}} = 42 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$) eine stetige Steigerung der C-Atmungsaktivität von 15 bis 35 °C stattfindet. Um die Bedeutung und die Übertragbarkeit dieser Erkenntnis für die Auslegung der getauchten Festbett-Reaktoren zu überprüfen, ist es empfehlenswert Experimente unter deutlich erhöhten Lastbedingungen als von der DWA empfohlen in kontinuierlichen Versuchen durchzuführen.

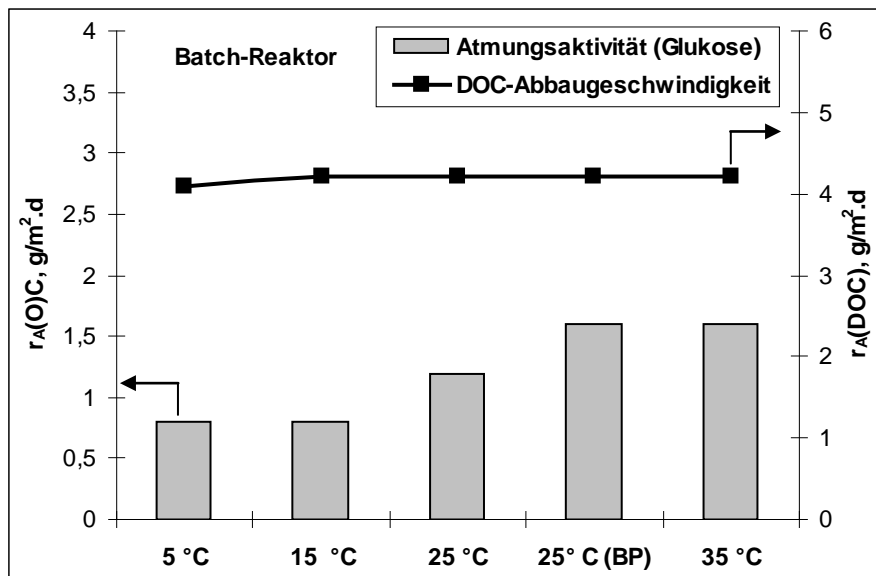


Bild 50. Korrelation zwischen der C-Atmungsaktivität (im Batch-Reaktor) und der DOC-Abbaurrate (im kontinuierlich betriebenen getauchten Festbett-Reaktor) während der Versuchsreihe „hohe NH₄⁺-N-Belastung“: B_A(DOC)= 4,4 g/m²·d und B_A(NH₄⁺-N)= 1,7 g/m²·d; DOC-Belastung im Batch-Reaktor B_A(DOC)_{BR}= 42 g/m²·d (c(DOC)= 0,32 g/l) und keine Zugabe von N-Quelle. Messung im Batch-Reaktor mit zwei Aufwuchskörpern aus den getauchten Festbett-Reaktoren.

Vergleicht man die endogene und die C-Atmungsaktivität, ist es zu erkennen, dass die endogene Atmungsaktivität meistens höher als die C-Atmungsaktivität war (s. Tabelle 46). Offenbar ist im Biofilm Restsubstrat oder eine höhere Konzentration von mobilisierbaren Reservestoffen enthalten. Die Belüftungszeit vor der Bestimmung der endogenen Atmungsaktivität betrug 90 Minuten. Nach der Aufnahme der Sauerstoff-Konzentrationsabnahme ohne Substratzugabe (endogene Atmung) wurden die Aufwuchskörper im Batch-Reaktor noch 30 Minuten belüftet. Wahrscheinlich wurden Restsubstrat und Reservestoffe im Biofilm während dieser Zeit abgebaut. Demzufolge ist zu vermuten, dass nach dieser Zeit die endogene Atmungsaktivität niedriger als diese, die innerhalb der Versuche bestimmte wurde, sein würde. Das kann jedoch nicht bewiesen werden, da alle Messungen der endogenen Atmungsaktivität nach einer Belüftungsdauer von 90 Minuten bestimmt wurden.

Tabelle 46. Vergleich der endogenen Atmungsaktivität und C-Atmungsaktivität der Biofilme auf den Aufwuchskörpern im Batch-Reaktor bei Temperaturen von 5 bis 35 °C

Atmungsaktivität, g/m ² ·d	5 °C	15 °C	25 °C	25 °C (BP)	35 °C
r _A (O)end	1,5	2,3	1,9	2,3	1,4
r _A (O)C	0,8	0,8	1,2	1,6	1,6

Messung im Batch-Reaktor mit zwei Aufwuchskörpern von den getauchten Festbett-Reaktoren 1.

4.4.2.3 N-Atmungsaktivität

Versuchsdurchführung

Mit N-Atmungsaktivität wird in der vorliegenden Arbeit die Atmungsaktivität der Nitrifikanten und vor allem der ammoniumoxidierenden Bakterien bezeichnet. Als N-Quelle

wurde dem Batch-Reaktor NH_4Cl zugegeben. Ähnlich wie bei der C-Atmungsaktivität wurde auch hier zunächst von der NH_4^+ -N-Flächenbelastung in den getauchten Festbett-Reaktoren ($1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$) ausgegangen. Eine messbare Änderung der Atmungsaktivität vor und nach der Substratzugabe wurde auch hier nicht beobachtet. Deshalb wurden die weiteren Messungen mit einer im Vergleich zu den getauchten Festbett-Reaktoren zehnmal höheren NH_4^+ -N-Flächenbelastung von $17 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ durchgeführt. Dem Batch-Reaktor wurden $0,5 \text{ g/l}$ NH_4Cl zugegeben. Somit ergab sich eine NH_4^+ -N-Konzentration von $0,13 \text{ g/l}$. Auf die Zugabe von Pufferlösung wurde verzichtet, da der pH-Wert während der Messungen regelmäßig aufgenommen wurde und sich immer im neutralen Bereich ($\text{pH} = 7-7,5$) befand. Die Versuche erstreckten sich über eine Stunde.

Die N-Atmungsaktivität wurde für die Biozönosen der ersten Reaktoren jeder Kaskade ermittelt, da der Abbau des Ammoniums hauptsächlich in diesen stattfand (s. Bild 22). Zusätzlich wurde die N-Atmungsaktivität der Festbett-Biozönose des Reaktors 2 bei $15 \text{ }^\circ\text{C}$ bestimmt, da in diesem etwa 30 % (bezogen auf der Kaskade) von dem Ammonium umgesetzt wurde. Die Bestimmung erfolgte unter den gleichen Bedingungen wie bei den Reaktoren 1 (im Batch-Reaktor mit zwei Aufwuchskörpern, $B_{\text{A}}(\text{NH}_4^+ \text{-N}) = 17 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$).

Ergebnisse

Bild 51 veranschaulicht die Korrelation zwischen der N-Atmungsaktivität, $r_{\text{A}}(\text{O})\text{N}$, im Batch-Reaktor und der NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit, $r_{\text{A}}(\text{NH}_4^+ \text{-N})$, im kontinuierlich betriebenen getauchten Festbett-Reaktor in Abhängigkeit von der Temperatur. Die aufgeführte NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit wurde innerhalb des wöchentlichen Standardanalysenprogramms im getauchten Festbett-Reaktor ermittelt (s. Bild 14b).

Die dargestellten N-Atmungsaktivitäten ergaben sich aus der Differenz der Atmungsaktivität vor und nach der Zugabe des Ammoniumchlorides. Bei Temperaturen von 5 bis $35 \text{ }^\circ\text{C}$ korrelierte die NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit mit der N-Atmungsaktivität. Beide Werte nahmen mit steigender Temperatur bis $25 \text{ }^\circ\text{C}$ zu. Ein weiterer Anstieg sowohl der NH_4^+ -N-Umsatzrate als auch der N-Atmungsaktivität zwischen 25 und $35 \text{ }^\circ\text{C}$ wurde nicht beobachtet.

In der Tabelle 47 sind die N-Atmungsaktivität, bestimmt im Batch-Reaktor mit Aufwuchskörpern der Reaktoren 1 und 2 bei $15 \text{ }^\circ\text{C}$, und die NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit, bestimmt innerhalb des Standardanalysenprogramms in den kontinuierlich betriebenen getauchten Festbett-Reaktoren 1 und 2 bei $15 \text{ }^\circ\text{C}$, aufgeführt.

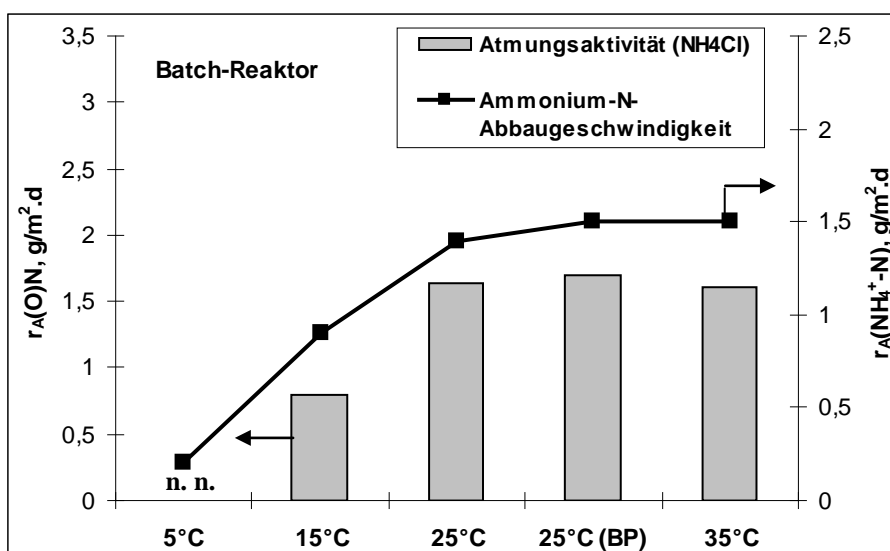


Bild 51. Korrelation zwischen der N-Atmungsaktivität (im Batch-Reaktor) und der NH_4^+ -N-Abbaurrate (im kontinuierlich betriebenen getauchten Festbett-Reaktor) während der Versuchsreihe „hohe NH_4^+ -N-Belastung“: $B_A(DOC)= 4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(NH_4^+-N)= 1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$; NH_4^+ -N-Belastung im Batch-Reaktor $B_A(NH_4^+-N)_{BR}= 17 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ ($c(NH_4^+-N)= 0,13 \text{ g/l}$) und keine Zugabe von C-Quelle. Messung im Batch-Reaktor mit zwei Aufwuchskörpern aus den getauchten Festbett-Reaktoren.

Tabelle 47. N-Atmungsaktivität im Batch-Reaktor und NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit im getauchten Festbett-Reaktor (1 und 2) bei 15°C

Batch-Reaktor	Reaktor 1-Biozönose	Reaktor 2-Biozönose
$B_A(NH_4^+-N)$, g/m ² ·d	17	17
$r_A(O)N$, g/m ² ·d	0,8	1,6
getauchte Festbett-Reaktoren	Reaktor 1	Reaktor 2
$B_A(NH_4^+-N)$, g/m ² ·d	1,7	0,8
$r_A(NH_4^+-N)$, g/m ² ·d	0,9	0,3
$r_A(NO_2^--N)$, g/m ² ·d	0,05	0,4

Die Angaben für die getauchten Festbett-Reaktoren sind Durchschnittswerte der 8-19 Woche, Versuchsreihe „hohe NH_4^+ -N-Belastung“ (s. Bild 14b).

Die Biozönose des Reaktors 2 bei 15 °C wies eine zweimal höhere N-Atmungsaktivität (1,6 g/m²·d) als im Reaktor 1 (0,8 g/m²·d) unter den gleichen Belastungsbedingungen auf. Die N-Atmungsaktivität korrelierte nicht mit der NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeiten im kontinuierlichen Reaktor. Es bestand jedoch eine gewisse Korrelation mit der NO_2^- -N-Bildungsgeschwindigkeit die im Reaktor 2, um das Achtfache größer als im Reaktor 1 war. Die höhere N-Atmungsaktivität der Biozönose des Reaktors 2 deutete auf eine an ammoniumoxidierenden Bakterien (AO) reichere Biofilm-Biozönose im Vergleich zum Reaktor 1 hin. Ob tatsächlich im Reaktor 2 mehr Nitrit produziert wurde, kann jedoch nicht quantitativ belegt werden, da im Reaktor 1 parallel zu der Nitrifikation auch eine N-Elimination über Denitrifikation und Deammonifikation stattfand. Die Populationsanalyse mit der FISH-Methode zeigte, dass die AO sowohl im Biofilm des Reaktors 1 als auch im Biofilm des Reaktors 2 stark vertreten waren.

4.4.3 Zusammenfassung der Ergebnisse zur Atmungsaktivität

Die flächenbezogene Atmungsaktivität der gesamten aeroben Festbett-Biozönose wurde unter *In-situ*-Bedingungen (im getauchten Festbett-Reaktor) während der Versuchsreihe „hohe NH_4^+ -N-Belastung“ bestimmt. Zudem wurden *Ex-situ*, im Batch-Reaktor, die endogene Atmungsaktivität, die Atmungsaktivität der heterotrophen aeroben Bakterien und der ammoniumoxidierenden Bakterien ermittelt. Die Bestimmung der C- und N-Atmungsaktivität wurde bei zehnmal höheren DOC- und NH_4^+ -N -Belastungen als im getauchten Festbett-Reaktor durchgeführt.

Die *In-situ*-Atmungsaktivität korrelierte nicht mit der Temperatur im Reaktor, sondern mit der Menge an Biomasse, die im getauchten Festbett-Reaktor überwiegend in immobilisierter Form vorkam. Die höchste *In-situ*-Atmungsaktivität wurde bei 5 °C und bei 25 °C (BP-Aufwuchskörper), in denen auch die Konzentration an TS am höchsten war, beobachtet. Es ist allerdings zu berücksichtigen, dass eine Differenzierung der aeroben von den anoxischen und anaeroben Bakterien innerhalb der Biofilm-Biozönose nicht möglich war.

Die Bestimmung der endogenen Atmungsaktivität der immobilisierten Biozönose wurde durch das Restsubstrat im Biofilm und dem im BP-Aufwuchskörper enthaltenen Polyhydroxybutyrat bei 25 °C (BP) erschwert. Die ermittelten Aktivitäten fielen daher vergleichsweise hoch aus.

In der Gegenwart einer hohen DOC-Konzentration nahmen die ermittelten C-Atmungsaktivitäten der heterotrophen Bakterien im Batch-Reaktor mit steigender Temperatur von 15 bis 35 °C zu. Dieser Befund ist von Interesse für den Betrieb der getauchten Festbett-Reaktoren oberhalb der von der DWA empfohlenen maximalen BSB_5 -Flächenbelastung von $12 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$. Es sollte eine Versuchsreihe unter zehnfach höheren Belastungsbedingungen im kontinuierlich betriebenen getauchten Festbett-Reaktoren durchgeführt werden, um die Belastungsgrenzen bei höheren Betriebstemperaturen zu ermitteln, die vermutlich deutlich höher liegen als von der DWA angegeben. Bei diesen Versuchen ist auf die Abführen der dann verstärkt gebildeten überschüssigen Biomasse zu achten, sodass ein Verstopfen im Reaktor vermieden wird und die Zugänglichkeit zur Festbett-Oberfläche gewährleistet ist.

Die N-Atmungsaktivität, gemessen im Batch-Reaktor (bei $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 17 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ bzw. $c(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 0,13 \text{ g/l}$) korrelierte mit der NH_4^+ -N-Abbaurrate im kontinuierlich betriebenen getauchten Festbett-Reaktor. Sie erhöhte sich mit zunehmender Temperatur von 5 bis 25 °C, um dann zu stagnieren.

4.5 Populationsanalyse mit der FISH-Methode (Fluoreszenz In Situ Hybridisierung)

Während der Versuchsreihe „hohe NH_4^+ -N-Belastung“ wurden Proben von Biofilmen (Reaktor 1 und Reaktor 2) und von der suspendierten Biomasse (Reaktor 1) entnommen und mit der FISH-Methode untersucht. Es wurden Proben von den salzfreien, 10 g/l NaCl- und 20 g/l NaCl-Versuchen analysiert. Die Probenahme erfolgte während des jeweiligen „Gleichgewichtszustandes“ (s. Kapitel 4.1.3.2, 4.3.1.3 und 4.3.2.3). Zudem wurden ebenso einzelne Untersuchungen mit Proben der Reaktoren 1 bei 5, 25 und 35 °C während der Versuchsreihe „niedrige NH_4^+ -N-Belastung“ durchgeführt.

Die Untersuchungen mit der FISH-Methode (kurz FISH-Untersuchungen oder FISH-Analysen genannt) wurden nach dem Standard-FISH-Protokoll [WAG-04], wie im Kapitel 3.13 beschrieben, durchgeführt. Schwerpunkt der FISH-Analysen war die Identifizierung der Bakterien, die an dem N-Umsatz beteiligt sind. Zum einen wurden Nitrifikanten (ammonium- und nitritoxidierende Bakterien, AO und NO) identifiziert. Zum anderen war von Interesse, ob autotrophe anaerobe Bakterien (ANAerobe AMMONium-OXidierer oder ANAMMOX-Bakterien) eine Bedeutung für die N-Elimination im getauchten Festbett-Reaktor haben.

Zusätzlich wurde die Häufigkeit der Bakterien im Biofilm in Abhängigkeit von der Temperatur, dem Salzgehalt halbquantitativ beurteilt. Eine ausführliche Erläuterung der Vorgehensweise ist im Kapitel 3.13.5 beschrieben. Die Einstufung der Bakterienhäufigkeit ist in Tabelle 19 erläutert.

4.5.1 Ammoniumoxidierende Bakterien (AO)

Für die Identifizierung der AO der β -*Proteobacteria*-Klasse wurden zwei Sonden verwendet: Nso190 (Versuchsreihe „hohe NH_4^+ -N-Belastung“, Reaktor 1) und Nso1225 (Versuchsreihe „hohe NH_4^+ -N-Belastung“, Reaktor 2 und Versuchsreihe „niedrige NH_4^+ -N-Belastung“). Zusätzlich wurden die Sonden Nsm156 für *Nitrosomonas spp.*, *Nitrosococcus mobilis*, NEU für die meisten halophylen und halotoleranten *Nitrosomonas spp.* und NSV443 für *Nitrosospira spp.* eingesetzt. Die Tabellen 48 bis 50 veranschaulichen die Häufigkeit der AO in Biofilm-Proben der Reaktoren 1 (bei hoher und niedriger NH_4^+ -N-Belastung) und 2 (bei hoher NH_4^+ -N-Belastung).

Bei hoher NH_4^+ -N-Belastung ($B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$) und Betriebstemperaturen von 15 bis 35 °C waren unter salzfreien Bedingungen im Reaktor 1 zahlreiche AO der β -*Proteobacteria*-Klasse (Nso190) vorhanden. Als Vertreter dieser Klasse wurden halophile/halotolerante *Nitrosomonas spp.* (NEU) und *Nitrosospira spp.* (NSV 443) identifiziert. Zudem ist mit der Sonde Nsm156 auf *Nitrosomonas sp.* und *Nitrosococcus mobilis*, ein AO aus der γ -*Proteobacteria*-Klasse, untersucht worden. Alle oben genannten AO waren mit einer

Häufigkeit von 5 bis über 10 Kolonien (mäßig bis stark) in den Biofilmproben der Reaktoren 1 bei 15, 25 und 35 °C vorhanden. Im Reaktor bei 5 °C waren dagegen keine AO nachzuweisen.

In keiner der untersuchten Biofilm-Proben vom Reaktor 2 (bei hoher NH_4^+ -N-Belastung) konnten mit der Nso1225-Sonde AO nachgewiesen werden. Allerdings gab es in diesen Proben zahlreiche *Nitrosomonas spp.*, *Nitrosococcus mobilis* (Nsm156) und halophile/halotolerante *Nitrosomonas spp.* (NEU). Vermutlich ist die Sonde Nso1225 für die Identifizierung von AO im Biofilm der getauchten Festbett-Reaktoren weniger bis ungeeignet. Wurden zu dem Modellabwasser 10 g/l NaCl zugegeben, verringerte sich die Häufigkeit der nachzuweisenden AO bei 15, 25 und 35 °C auf unter 10 Zellen. *Nitrosomonas spp.*, *Nitrosococcus mobilis* (Nsm 156) und *Nitrospira spp.* (NSV 443) konnten in Gegenwart von 10 g/l NaCl weder im ersten noch im zweiten Reaktor der Kaskaden identifiziert werden. Einzig die mit der NEU-Sonde erfassten halophylen und halotoleranten *Nitrosomonas spp.* waren stark (Reaktor 1) oder mäßig (Reaktor 2) vertreten. Unter den gewählten Analysenbedingungen erfassten die allgemeinen Sonden Nso190 und Nsm156 offenbar nicht die Halospezies der *Nitrosomonas spp.*

In den Biofilm-Proben der Versuchsreihe „niedrige NH_4^+ -N-Belastung“ und in Abwesenheit von NaCl wurden bei 5 °C AO der β -*Proteobacteria*-Klasse identifiziert (Häufigkeit: gering, s. Tabelle 50). Damit könnte eine Nitrifikation auch bei 5 °C ablaufen. Die Auswertung der N-Umsatzbilanzen im Kapitel 4.1.3.1 führt jedoch zu der Feststellung, dass in dem 5 °C-Reaktor unter Niederlastbedingungen der umgesetzte NH_4^+ -N hauptsächlich in die Biomasse inkorporiert wird. Die geringe Häufigkeit der AO unter diesen Bedingungen wird vermutlich nur eine niedrige Nitritationsrate nach sich ziehen, sodass sie praktisch keine Bedeutung für die gesamte N-Bilanz im getauchten Festbett-Reaktor hat.

Wichtig für den Betrieb von getauchten Festbett-Reaktoren dürfte auch der Befund sein, dass in keiner der untersuchten Proben von der suspendierten Biomasse mit der FISH-Methode AO identifiziert werden konnten.

Tabelle 48. Häufigkeit der AO im Biofilm des Reaktors 1 in Abhängigkeit von der Temperatur und dem Salzgehalt (Versuchsreihe „hohe NH₄⁺-N-Belastung“)

Temperatur	Ammonium-Oxidierer von β -Proteobacteria Nso190			<i>Nitrosomonas spp.</i> und <i>Nitrosococcus mobilis</i> Nsm156		die meisten halophyle und halotolerante <i>Nitrosomonas spp.</i> NEU			<i>Nitrosospira spp.</i> NSV443	
	o.S.	10 g/l NaCl	20 g/l NaCl	o.S.	10 g/l NaCl	o.S.	10 g/l NaCl	20 g/l NaCl	o.S.	10 g/l NaCl
5 °C	-	k.A.	k.A.	-	k.A.	-	k.A.	k.A.	-	k.A.
15 °C	+++	+	-	+++	k.A.	+++	++	+	+++	-
25 °C	+++	+	-	+++	-	+++	+++	+	++	-
25 °C (BP)	+++	+	-	+++	-	+++	+++	+	++	-
35 °C	+++	+	-	+++	-	+++	+++	+	++	-

*Einstufung der Häufigkeit: -: keine Bakterien, +: gering, ++: mäßig und +++: stark, k.A.: keine Angabe.

Tabelle 49. Häufigkeit der AO im Biofilm des Reaktors 2 in Abhängigkeit von der Temperatur und dem Salzgehalt (Versuchsreihe „hohe NH₄⁺-N-Belastung“)

Temperatur	Ammonium-Oxidierer von β -Proteobacteria Nso1225		<i>Nitrosomonas spp.</i> und <i>Nitrosococcus mobilis</i> Nsm156		die meisten halophyle und hylotolerante <i>Nitrosomonas spp.</i> NEU		<i>Nitrosospira spp.</i> NSV443	
	o.S.	10 g/l NaCl	o.S.	10 g/l NaCl	o.S.	10 g/l NaCl	o.S.	10 g/l NaCl
5 °C	-	-	-	k.A.	-	k.A.	-	k.A.
15 °C	k.A.	-	+++	k.A.	+++	++	-	-
25 °C	-	-	+++	-	+++	++	-	-
25 °C (BP)	-	-	+++	-	+++	++	-	-
35 °C	-	-	+++	-	++	++	-	-

*Einstufung der Häufigkeit: -: keine Bakterien, +: gering, ++: mäßig und +++: stark, k.A.: keine Angabe.

Tabelle 50. Häufigkeit der AO im Biofilm des Reaktors 1 in Abhängigkeit von der Temperatur (Versuchsreihe „niedrige NH₄⁺-N-Belastung“)

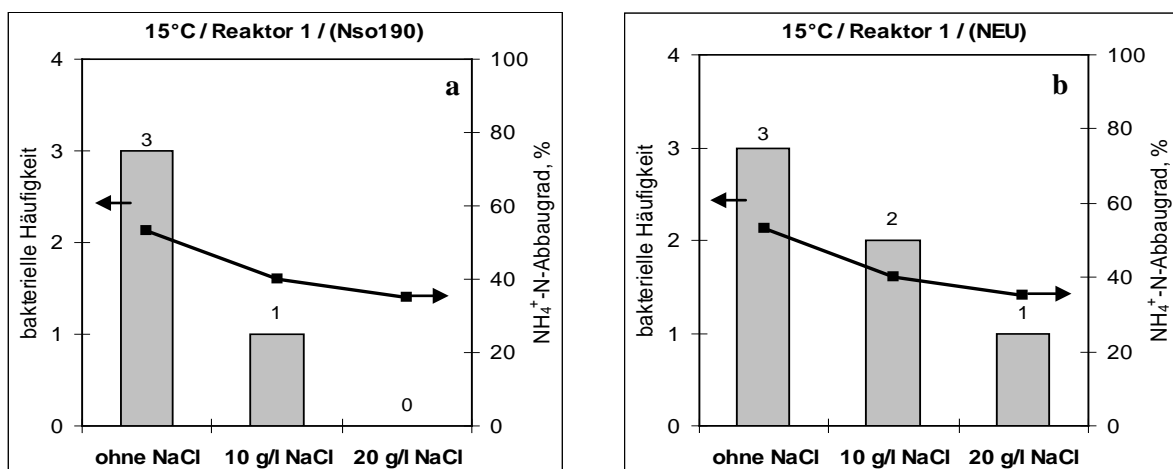
Temperatur	Ammonium-Oxidierer von β -Proteobacteria, Nso1225
5 °C	+
15 °C	k.A.
25 °C (BP)	+++
35 °C	+++

*Einstufung der Häufigkeit: -: keine Bakterien, +: gering, ++: mäßig und +++: stark, k.A.: keine Angabe.

Die Korrelation zwischen der Häufigkeit der AO, dem NH_4^+ -N-Abbaugrad und der NaCl-Konzentration im Modellabwasser ist in den Bildern 52 bis 54 für Temperaturen von 15, 25 und 35 °C dargestellt (Reaktor 1, hohe NH_4^+ -N-Belastung). Die aufgeführten NH_4^+ -N-Abbaugrade sind Durchschnittswerte des jeweiligen „Gleichgewichtszustandes“, während dessen die Proben für die FISH-Untersuchungen gezogen wurden.

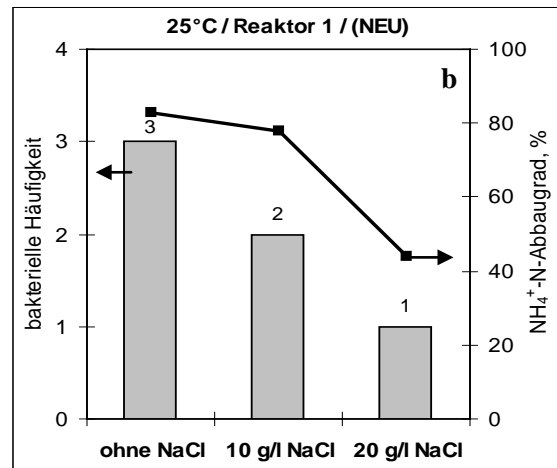
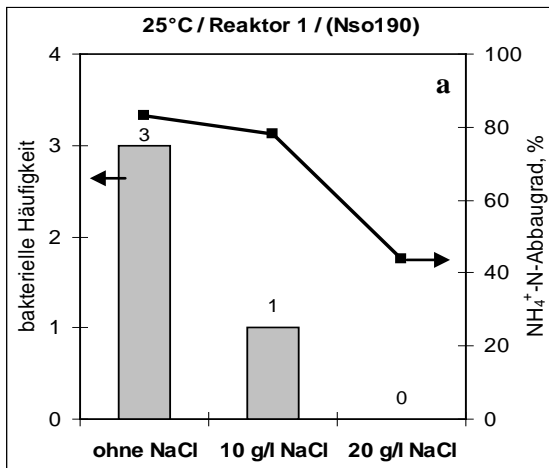
Die recht grobe Quantifizierung der FISH-Ergebnisse führte im salzarmen Modelabwasser zu vergleichbaren Häufigkeiten der AO im Biofilm im untersuchten Temperaturbereich (Häufigkeitsstufe 3). Der NH_4^+ -N-Abbaugrad im 15 °C-Reaktor war aber mit 53 % wesentlich geringer als bei 25 und 35 °C (über 80 %). Der NH_4^+ -N-Umsatz spiegelte sich also nicht adäquat in den Ergebnissen der FISH-Untersuchung wider. Zuverlässigere Ergebnisse sind von einer differenzierteren Quantifizierung der AO zu erwarten. Dann wird sich eventuell zeigen, inwieweit die AO-Zelldichte im Biofilm ausreicht zur Vorhersage der Nitrifikationsrate oder ob noch zusätzliche Informationen zur temperaturabhängigen Stoffwechselaktivität benötigt werden.

Nach Erhöhung des NaCl-Gehalts im Abwasser auf 10 g/l, sank sowohl die AO-Häufigkeit im Biofilm als auch der NH_4^+ -N-Abbaugrad im Reaktor. Die NH_4^+ -N-Umsatzgrade nahmen um bis zu 10 % ab. Die AO-Häufigkeit ging stärker zurück. Im salzhaltigen Medium kamen im Wesentlichen die halophylen und halotoleranten *Nitrosomonas spp.* mit einer gering bis mäßigen Häufigkeit vor. Die Breite der Population der AO verengte sich in Gegenwart von NaCl also sichtlich. Der NH_4^+ -N-Abbau wurde vermutlich in den salzhaltigen Modellabwässern hauptsächlich von den halophylen und halotoleranten AO realisiert. Die Sonde NEU ist für derartige Proben einzusetzen.

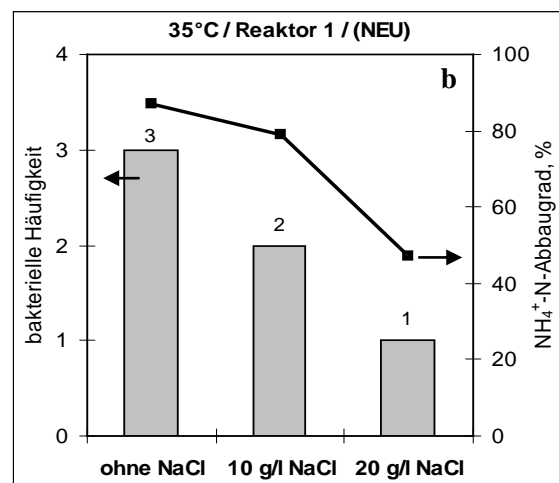
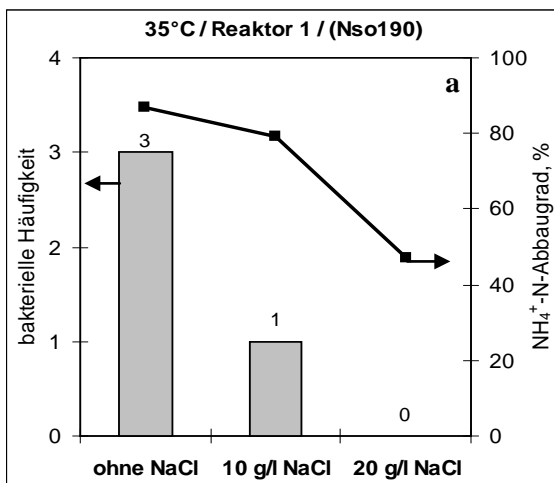


Bilder 52a und 52b. Korrelation zwischen der AO-Häufigkeit, dem NH_4^+ -N-Abbaugrad und dem NaCl-Gehalt bei 15 °C (Reaktor 1, $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$).

Einstufung der Häufigkeit: 0- keine Bakterien, 1- gering, 2- mäßig und 3- stark.



Bilder 53a und 53b. Korrelation zwischen der AO-Häufigkeit, dem NH₄⁺-N-Abbaugrad und dem NaCl-Gehalt bei 25 °C (Reaktor 1 (BP-Aufwuchkörper), B_A(NH₄⁺-N)= 1,7 g/m²-d).
Einstufung der Häufigkeit: 0- keine Bakterien, 1- gering, 2- mäßig und 3- stark.



Bilder 54a und 54b. Korrelation zwischen der AO-Häufigkeit, dem NH₄⁺-N-Abbaugrad und dem NaCl-Gehalt bei 35 °C (Reaktor 1, B_A(NH₄⁺-N)= 1,7 g/m²-d).
Einstufung der Häufigkeit: 0- keine Bakterien, 1- gering, 2- mäßig und 3- stark.

4.5.2 Nitritoxidierende Bakterien (NO)

Für die Identifizierung von NO wurden die Sonden Ntspa1026 für *Nitrospira moscoviensis* und NB1000 für *Nitrobacter spp.* (Versuchsreihe „hohe NH₄⁺-N-Belastung“) und Ntspa662 für *Nitrospira spp.* und NIT3 für *Nitrobacter spp.* (Versuchsreihe „niedrige NH₄⁺-N-Belastung“) verwendet. Die Ergebnisse sind in den Tabellen 45 und 46 zusammengestellt.

Unter salzfreien Bedingungen und hoher NH₄⁺-N-Belastung war *Nitrospira moscoviensis* im Biofilm der Reaktoren bei 25 und 35 °C gering bis mäßig vertreten. Bei 15 °C wurde diese *Nitrospira* Spezies nur im Reaktor 2 identifiziert, bei 5 °C in keinem Reaktor. In allen untersuchten Salz-Versuchsreihen (mit 10 und mit 20 g/l NaCl im Modellabwasser) wurden keine Bakterien dieser Art identifiziert (s. Tabelle 51).

In der Tabelle 51 ist parallel zu der Häufigkeit von *Nitrospira moscoviensis* auch der prozentuale NO_3^- -N-Bildungsgrad, bezogen auf den zugeführten NH_4^+ -N, zusammengestellt. Eine deutliche Korrelation der Häufigkeit von *Nitrospira moscoviensis* mit der NO_3^- -N-Bildung ist nicht zu erkennen. Im Rahmen der durchgeführten Untersuchungen konnte *Nitrospira moscoviensis* nur im salzfreien Medium in den Biofilmen nachgewiesen werden. Bei einem NaCl-Gehalt von ≥ 10 g/l im Modellabwasser waren für die Nitratbildung offenbar andere NO in den getauchten Festbett-Reaktoren verantwortlich.

In [SAN-04], [MOU-05] und [MOU-06] trat unter Salz-Bedingungen *Nitrospira spp.* Als dominierende NO-Population auf. Weiterhin wurde gezeigt, dass die Aktivität der NO bei NaCl-Gehalten bis zu 17 g/l weniger als die der AO beeinflusst wurden [MOU-05]. Die vorliegenden Untersuchungen zeigten, dass *Nitrospira moscoviensis* nur im salzarmen Medium existieren kann. Für die FISH-Untersuchungen auf NO im salzreichen Abwasser sollte künftig die Ntspa662-Sonde verstärkt eingesetzt werden, die eine breitere Population der *Nitrospira spp* erfasst. In ersten Untersuchungen mit der Ntspa662 Sonde konnte *Nitrospira spp* in Biofilmen aus den Reaktoren 1 mit niedriger NH_4^+ -N-Belastung (salzarm) identifiziert werden, (s. Tabelle 52).

Interessant ist fernerhin, dass Vertreter der häufig in den Lehrbüchern diskutierten *Nitrobacter spp.* (untersucht mit den Sonden NB1000 und NIT3) im Biofilm der getauchten Festbett-Reaktoren nicht beobachtet wurden. Wie schon bei den untersuchten AO beschrieben, wurden auch keine NO in der suspendierten Biomasse identifiziert.

Tabelle 51. Korrelation zwischen der Häufigkeit von *Nitrospira miscoviensis* (Ntspa1026) und dem NO_3^- -N-Bildungsgrad in den Reaktoren 1 und 2, bezogen auf die einzelnen Reaktoren, in Abhängigkeit von der Temperatur und dem NaCl-Gehalt während der Versuchsreihe „hohe NH_4^+ -N-Belastung“

Temperatur und Salzgehalt	Häufigkeit von <i>N. moscoviensis</i> , Ntspa1026		NO_3^- -N-Bildungsgrad %	
	Reaktor 1	Reaktor 2	Reaktor 1	Reaktor 2
5 °C				
ohne Salz	-	-	< 1	< 1
10 g/l NaCl	-	-	< 1	< 1
20 g/l NaCl	-	-	< 1	< 1
15 °C				
ohne Salz	-	+	2	7
10 g/l NaCl	-	-	1	47
20 g/l NaCl	-	k.A.	< 1	k.A.
25 °C				
ohne Salz	++	++	2	54
10 g/l NaCl.	-	-	< 1	27
20 g/l NaCl	-	k.A.	< 1	k.A.

(Fortsetzung der Tabelle auf Seite 153)

Tabelle 51. Korrelation zwischen der Häufigkeit von *Nitrospira miscoviensis* (Ntspa1026) und dem NO₃⁻-N-Bildungsgrad in den Reaktoren 1 und 2, bezogen auf die einzelnen Reaktoren, in Abhängigkeit von der Temperatur und dem NaCl-Gehalt während der Versuchsreihe „hohe NH₄⁺-N-Belastung“

(Fortsetzung von Seite 152)

Temperatur und Salzgehalt	Häufigkeit von <i>N. miscoviensis</i> , Ntspa1026		NO ₃ ⁻ -N-Bildungsgrad %	
	Reaktor 1	Reaktor 2	Reaktor 1	Reaktor 2
25 °C (BP)				
ohne Salz	+	++	2	26
10 g/l NaCl.	k.A.	-	< 1	45
20 g/l NaCl.	-	k.A.	< 1	k.A.
35 °C				
ohne Salz	++	++	16	40
10 g/l NaCl.	-	-	7	54
20 g/l NaCl	-	k.A.	< 1	k.A.

Einstufung der Häufigkeit: -: keine Bakterien, +: gering, ++: mäßig und +++: stark
k.A.: keine Angaben

Tabelle 52. Häufigkeit der *Nitrospira spp.* (Ntspa662) und *Nitrobacter spp.* (NIT3) im Biofilm des Reaktors 1 in Abhängigkeit von der Temperatur (Versuchsreihe „niedrige NH₄⁺-N-Belastung“)

Temperatur	Nitrit-Oxidierer von <i>Nitrospira spp.</i> , Ntspa662	Nitrit-Oxidierer von <i>Nitrobacter spp.</i> , NIT3
5 °C	+	-
15 °C	k.A.	k.A.
25 °C (BP)	++	-
35 °C	++	-

Einstufung der Häufigkeit: -: keine Bakterien, +: gering, ++: mäßig und +++: stark,
k.A.: keine Angaben.

4.5.3 ANAMMOX-Bakterien

Im Rahmen der FISH-Analysen wurde untersucht, ob ANAMMOX-Bakterien eine Bedeutung für die N-Elimination in den getauchten Festbett-Reaktoren haben. Die Sonden Amx1900 (Versuchsreihe „hohe NH₄⁺-N-Belastung“) und Amx820 (Versuchsreihe „niedrige NH₄⁺-N-Belastung“) für *Cand. 'Brocadia anammoxidans'* und *Cand. 'Kuenenia stuttgartiensis'* wurden verwendet.

Bei Betriebstemperaturen von 15 bis 35 °C waren diese Bakterien-Spezies im Biofilm der Reaktoren 1 während der Versuchsreihe „hohe NH₄⁺-N-Belastung“ vorhanden (s. Tabelle 53). Bei 15 °C war ihre Häufigkeit als gering, und bei 25 und 35 °C als mäßig, einzustufen. Unter den denselben Betriebsbedingungen konnten im salzhaltigen Medium (10 oder 20 g/l NaCl im Modellabwasser) keine ANAMMOX-Bakterien nachgewiesen werden.

Während der Versuchsreihe „niedrige NH₄⁺-N-Belastung“ wurden keine ANAMMOX-Bakterien in Reaktor 1 identifiziert. Die Laufzeit der Versuche unter diesen Bedingungen war allerdings auch auf 22 Wochen begrenzt. Möglicherweise reichte diese Zeit für die

Ausbildung einer signifikanten Populationsdichte der langsam wachsenden ANAMMOX-Bakterien im Biofilm nicht aus.

Die ANAMMOX-Bakterien waren ebenfalls nicht in der suspendierten Biomasse der getauchten Festbett-Reaktoren nachweisbar.

Tabelle 53. Häufigkeit der ANAMMOX-Bakterien in Abhängigkeit von der Temperatur und dem NaCl-Gehalt im Reaktor 1 während der Versuchsreihe „hohe NH_4^+ -N-Belastung“

Temperatur	<i>Cand. 'Brocadia anammoxidans'</i> und <i>Cand. 'Kuenenia stuttgartiensis'</i> Amx1900		
	ohne Salz	10 g/l NaCl	20 g/l NaCl
5 °C	-	-	k.A.
15 °C	+	-	k.A.
25 °C	++	-	-
25 °C (BP)	++	-	k.A.
35 °C	++	-	-

Einstufung der Häufigkeit: -: keine Bakterien, +: gering, ++: mäßig und +++: stark, k.A.: keine Angaben.

Die Anwesenheit von ANAMMOX-Bakterien in den Biofilmen von getauchten Festbett-Reaktoren deutete auf den Ablauf einer Deammonifikation hin. Diese Bakterien konnten allerdings nur im salzarmen Abwasser nachgewiesen werden. Parallel zu der Deammonifikation liefen vermutlich auch Nitrifikation/Denitrifikation und möglicherweise Nitritation/Denitrifikation ab. In Abwässern mit Salinität werden vornehmlich die Denitrifikationsreaktionen die Hauptrolle bei der N-Elimination in getauchten Festbetten übernehmen.

In [WIN-05] wurde ebenfalls über die Inhibierung des ANAMMOX-Prozesses durch den erhöhten Salzgehalt berichtet. Die Autoren zeigten, dass nach der Zufuhr von 30 g/l NaCl in das Abwasser eine 96 %-ige Abnahme der ANAMMOX-Aktivität im Biofilm des Rotationskörper-Reaktors erfolgte.

4.5.4 Zusammenfassung der Ergebnisse zur Populationsanalyse

Ziel der FISH-Analysen war es, ein vertieftes Verständnis über die Bakterien zu erlangen die am N-Umsatz in den getauchten Festbett-Reaktoren beteiligt sind. Es wurde sowohl die Häufigkeit der AO und NO als auch von ANAMMOX-Bakterien in den Biofilmen und in der suspendierten Biomasse untersucht.

Als AO wurden bei Temperaturen von 15 bis 35 °C *Nitrosomonas spp.*, *Nitrosococcus mobilis* und *Nitrospira spp.* identifiziert. Bei 5 °C ging die Häufigkeit der AO drastisch zurück. Salz im Abwasser führte zu einer Verschiebung der AO Population in Richtung der halophylen und halotoleranten *Nitrosomonas spp.* Diese Populationsverschiebung ging mit einem Rückgang der NH_4^+ -N-Umsatzgeschwindigkeit einher.

Als NO wurden *Nitrospira* spp. und direkt *Nitrospira moscoviensis* identifiziert. *Nitrobacter* spp. schien keine Bedeutung für die NO_3^- -N-Bildung im getauchten Festbett-Reaktoren zu haben. *Nitrospira moscoviensis* existierte allerdings nur unter NaCl-freien Bedingungen.

Im salzfreien Medium waren im Biofilm der getauchten Festbetten bei Temperaturen von 15 bis 35 °C ANAMMOX-Bakterien vorhanden. Dies deutet auf einen Beitrag der Deammonifikation an der N-Elimination hin. Wurde NaCl zum Abwasser zugegeben, wurden keine ANAMMOX-Bakterien mehr in Biofilm beobachtet. Es trat jedoch weiterhin eine N-Elimination auf, die vermutlich über eine Denitrifikation ablief.

In den Biofilmproben aus den 5 °C-Reaktoren und in der suspendierten Biomasse aus allen Reaktoren konnten keine für den N-Umsatz relevanten Bakterien in größeren Häufigkeiten identifiziert werden. Bei 5 °C verlief der N-Umsatz bilanzmäßig weitgehend über N-Bindung in die Zellmasse. Die suspendierte Biomasse in den getauchten Festbett-Reaktoren scheint sich nicht signifikant an den Oxidations- und Reduktionsreaktionen der N-Verbindungen im Abwasser zu beteiligen.

4.6 Einfluss von Sauerstoff-Konzentration, Luftvolumenstrom und hydraulischer Verweilzeit auf den N-Umsatz im getauchten Festbett-Reaktor

In dem folgenden Kapitel wird über erste orientierende Untersuchungen berichtet, die darauf abzielten den Einfluss der Sauerstoff-Konzentrationen in der Wasserphase, des Luftvolumenstroms und der hydraulischen Verweilzeit auf die Reinigungsleistung in getauchten Festbett-Reaktoren näher zu untersuchen. Die Experimente werden kurz als „Sauerstoff-Versuch“, „Luftvolumenstrom-Versuch“ und „Verweilzeit-Versuch“ benannt.

Versuchsdurchführung

Die Experimente fanden bei DOC- und NH_4^+ -N-Hochlastbedingungen, d.h. $B_A(\text{DOC})=4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N})=1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (bezogen auf die Gesamtfläche des Reaktors), welche 85 % der $\text{BSB}_5\text{-DWA}$ -Last bzw. 600 % der TKN-DWA -Last entsprachen, in einer Einzelreaktor-Anlage statt.

Der Sauerstoff-Versuch wurde im 25 °C-Reaktor mit den PE-Aufwuchskörpern, der Luftvolumenstrom-Versuch im 35 °C-Reaktor und der Verweilzeit-Versuch in allen getauchten Festbett-Reaktoren durchgeführt. Die Sauerstoff- und Luftvolumenstrom-Experimente liefen parallel und wurden von dem Verweilzeit-Versuch gefolgt.

Als Referenz wurden die im Anhang, in den Tabellen C.1.1 für DOC, C.3.1 für NH_4^+ -N, C.4.1 für NO_2^- -N, C.5.1 für NO_3^- -N und C.6.1 für suspendiertes Protein, dokumentierten Konzentrationswerte von den letzten drei Wochen (4 bis 6) vor den kurzzeitigen Versuchen genommen.

4.6.1 Einfluss der Sauerstoff-Konzentration

In einem zweiwöchigen Versuch wurde die Wirkung einer erhöhten Sauerstoff-Konzentration von 3-4 auf 7-8 mg/l vor allem auf den N-Umsatz bei einer Temperatur von 25 °C untersucht. Um eine Sauerstoff-Konzentration von 7-8 mg/l zu erreichen, ohne den Luftvolumenstrom (200 l/h) zu ändern, wurde parallel zu der Luft auch reiner Sauerstoff zugeführt. Das Verhältnis Luft- zu Sauerstoff-Zufuhr betrug 2,5:1.

Der Abbau von organisch gebundenem Kohlenstoff und somit die DOC-Ablaufkonzentration wurden von der Erhöhung der Sauerstoff -Konzentration im Reaktor nicht beeinflusst (s. Anhang, Tabellen C.1.1 und F.2).

In dem Bild 55 sind die N-Umsatzgrade vor und während des „Sauerstoff-Versuches“ dargestellt.

Bei einer Sauerstoff-Konzentration von 3-4 mg/l wurden fast 80 % von dem zugeführten NH_4^+ -N abgebaut. Nach Erhöhung der Sauerstoff-Konzentration auf 7-8 mg/l erfolgte eine

Zunahme des NH_4^+ -N-Abbaus um 16 %. Von dem abgebauten NH_4^+ -N wurden 47 % in NO_2^- -N überführt, gegenüber nur 3 % unter Standardbetriebsbedingungen ($c(\text{O})= 3\text{-}4 \text{ mg/l}$). Dabei wurde eine signifikante Abnahme der N-Elimination um 26 % beobachtet.

Die Resultate, die im Anschluss nach der Rücknahme der Sauerstoff-Konzentration, gewonnen wurden können hier als Vergleich nicht aufgeführt werden, da zu diesem Zeitpunkt eine weitere Versuchsreihe mit reduzierter hydraulischen Verweilzeit (s. Kapitel 4.6.3) gestartet wurde.

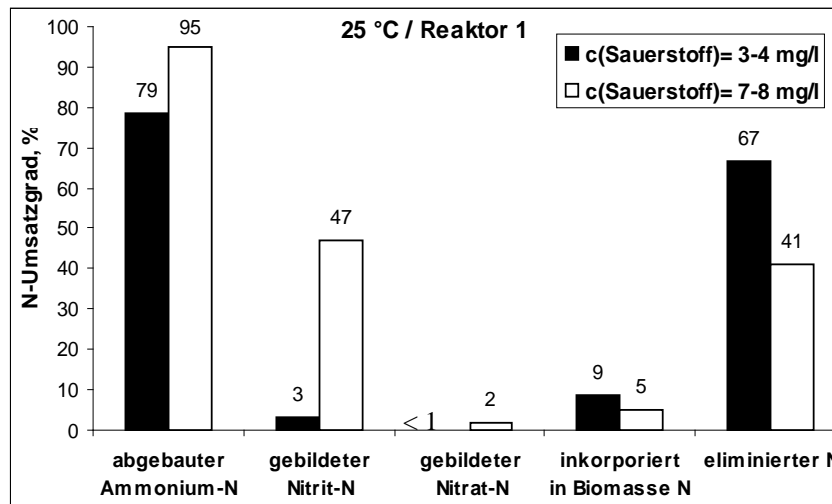


Bild 55. Bilanz des N-Umsatzes bei 25 °C in Abhängigkeit von der Sauerstoff-Konzentration bei $B_A(\text{DOC})= 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N})= 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (600 %-ige DWA-TKN-Last).

Die Angaben sind Mittelwerte der drei Wochen vor dem Sauerstoff-Versuch (s. Anhang, Tabellen C.3.1, C.4.1, C.5.1 und C.6.1, Wochen 4 bis 6) und der zwei Wochen während des Versuches (s. Anhang, Tabelle F.2).

Fazit

Durch den auf 7-8 mg/l erhöhten Sauerstoff-Gehalt erfolgte vermutlich eine verstärkte Diffusion des Sauerstoffs in tiefere Schichten des Biofilms. Aus diesem Grund wurde vergleichsweise mehr Ammonium abgebaut und bis zum Nitrit oxidiert. Die Anreicherung des Biofilms mit Sauerstoff führte jedoch zu einer Reduktion der anoxischen Zonen und demzufolge zu einer Abnahme der N-Elimination bis zum gasförmigen Stickstoff.

Hat die Behandlung im getauchten Festbett-Reaktor parallel zu der Nitrifikation auch eine N-Elimination als Ziel, so sollte die Sauerstoff-Konzentration dem vorliegenden Versuch zufolge nicht höher als 3-4 mg/l sein, andernfalls werden die ablaufenden anoxischen Prozesse behindert

4.6.2 Einfluss des Luftvolumenstroms

Die Auswirkung des erhöhten Luftvolumenstroms auf den N-Umsatz wurde im getauchten Festbett-Reaktor bei 35 °C untersucht, wobei der Luftvolumenstrom um den Faktor zwei

erhöht wurde und die Sauerstoff-Konzentration unverändert blieb. Um dies zu erreichen, wurde zusätzlich zu dem üblichen Luftvolumenstrom von 200 l/h die analoge Menge an molekularen Stickstoff zugeführt.

Ähnlich wie bei dem Sauerstoff-Versuch wurde auch hier der Umsatz von organischen Verbindungen von der Erhöhung des Luftvolumenstromes im getauchten Festbett-Reaktor nicht beeinträchtigt (s. im Anhang, Tabellen C.1.1 und F.3).

Bild 56 stellt die N-Umsatzgrade in Abhängigkeit vom Luftvolumenstrom im 35 °C-Reaktor dar. Die Erhöhung des Luftvolumenstromes führte zu einer geringen Steigerung der Nitrit-Bildung, aber auch gleichzeitig zu einer Abnahme der N-Elimination.

Durch die intensivere Belüftung und die resultierende Zunahme der Turbulenz im Reaktor und an der Phasengrenzfläche Wasser/Biofilm erfolgte vermutlich eine Diffusion unter anderem des Sauerstoffs bis in tiefere Biofilmschichten. Dies hatte die Reduzierung der anoxischen Zonen im Biofilm zur Folge. Oxidative Vorgänge, wie z.B. Nitrit-Bildung, wurden davon begünstigt, während die anoxische Prozesse, wie N-Elimination, unterdrückt wurden.

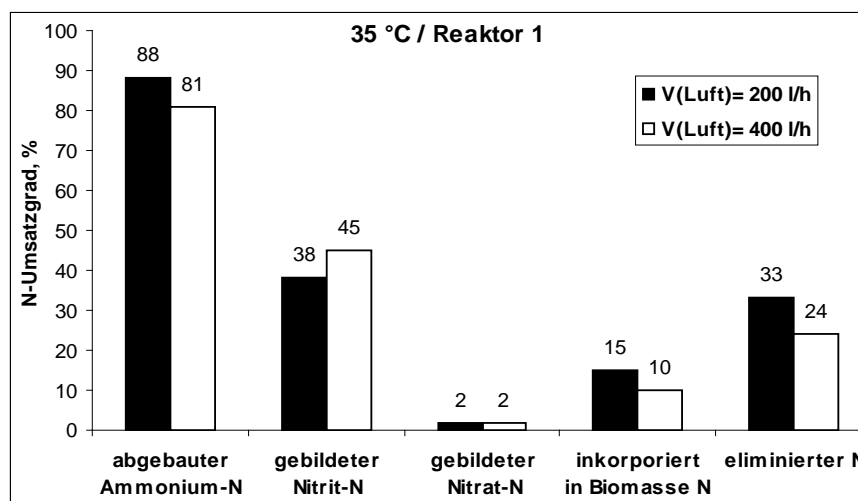


Bild 56. Bilanz des N-Umsatzes bei 25 °C in Abhängigkeit von dem Luftvolumenstrom bei $B_A(\text{DOC})=4,4 \text{ g/m}^2\text{-d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N})=1,7 \text{ g/m}^2\text{-d}$ (600 %-ige DWA-TKN-Last).

Die Angaben sind Mittelwerte der drei Wochen vor dem Luftvolumenstrom-Versuch (s. Anhang, Tabellen C.3.1, C.4.1, C.5.1 und C.6.1, Wochen 4 bis 6) und der zwei Wochen während des Versuches (s. Anhang, Tabelle F.3).

Fazit

Die Steigerung des Luftvolumenstromes von 200 auf 400 l/h erhöhten Luftvolumenstrom führte zu Veränderungen der N-Umsatzraten, die allerdings waren relativ gering und eine Aussage bezüglich ihrer Relevanz für den Betrieb von getauchten Festbett-Reaktoren kann auf Grund der durchgeführten Experimente jedoch nicht getroffen werden.

4.6.3 Einfluss der hydraulischen Verweilzeit

Die durch starken Fremdwasserzufluss, wie z.B. starken Regenwasserzufluss bedingte Verringerung der Verweilzeit wurde im Labormaßstab für zwei Wochen simuliert, in dem Leitungswasser mit einem definierten Volumenstrom dem getauchten Festbett-Reaktor zugeführt wurde. Dabei erfolgte eine Reduzierung der hydraulischen Verweilzeit von 41 auf 9 Stunden.

Die im Anhang aufgeführten Referenzwerte (Tabellen C.1.1 für DOC, C.3.1 für $\text{NH}_4^+\text{-N}$, C.4.1 für $\text{NO}_2^-\text{-N}$, C.5.1 für $\text{NO}_3^-\text{-N}$ und C.6.1 für suspendiertes Protein) widerspiegeln den Zeitraum, in dem den getauchten Festbett-Reaktoren kein zusätzliches Leitungswasser zugeführt wurde und die hydraulische Verweilzeit 9 Stunden betrug. Die im Anhang, in der Tabelle F.4, zusammengestellten Konzentrationswerte wurden gemessen, wenn der Substratvolumenstrom durch die zusätzliche Wassermenge um den Faktor 4,5 höher war. Um einen Vergleich mit den Werten vor dem Versuch zu machen, sind die Ablaufwerte während des Verweilzeit-Experimentes um den gleichen Faktor (4,5) zu multiplizieren. Das gilt für die Zulauf-Werte nicht, da das Modellabwasser als „Konzentrat“ über separate Leitung zudosiert wurde.

Unter Berücksichtigung der oben beschriebenen Bemerkung war kein signifikanter Einfluss der verringerten Verweilzeit auf die DOC-Ablaufkonzentration bei Temperaturen von 5 bis 35 °C feststellbar.

Bei einer hydraulischen Verweilzeit von 9 Stunden wurde eine Abnahme des $\text{NH}_4^+\text{-N}$ -Umsatzgrades um 8 bzw. 16 % in den 25- (PE) und 35 °C-Reaktoren im Vergleich zum Versuch mit einer hydraulischen Verweilzeit von 41 Stunden beobachtet (s. Tabelle 54).

Parallel dazu stieg der Anteil des gebildeten Nitrits bei 25 °C (PE-Aufwuchskörper) von 3 auf 21 % an und der Anteil des eliminierten Stickstoffs verringerte sich von 67 auf 24 %. Eine starke Abnahme des N-Eliminationsgrades wurde auch in den 25 °C- (BP) und 35 °C-Reaktoren festgestellt.

Es fällt auf, dass in dem 5 °C-Reaktor wesentlich höhere $\text{NH}_4^+\text{-N}$ -Umsatzgrade vor und während des Verweilzeit-Versuches erzielt wurden, als bis jetzt (s. Kapitel 4.1.3.1) diskutiert. Das ist dem geschuldet, dass die in dem vorliegenden Kapitel aufgeführten Angaben ein Mittelwert von jeweils nur drei Messungen sind. Darauf kann jedoch nicht verzichtet werden, da für die Betrachtung des Einflusses der hydraulischen Verweilzeit die unmittelbaren vorhergehenden Versuchszeiten als Referenz einbezogen wurden.

Bei 5 °C veränderten sich die bereits geringeren N-Umsatzgrade nur unwesentlich. In dem 15 °C-Reaktor nahm der NH_4^+ -N-Abbaugrad um fast 20 % zu. Der zusätzlich umgesetzte NH_4^+ -N wurde hauptsächlich in die Biomasse inkorporiert.

Tabelle 54. Bilanz des N-Umsatzes bei hydraulischen Verweilzeiten von 9 und 41 Stunden und Betriebstemperaturen von 5 bis 35 °C im Reaktor 1; $B_A(\text{DOC})= 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (600 %-ige DWA-TKN-Last)

hydr. Verweilzeit, Stunden	NH_4^+ -N-Abbau %	NO_2^- -N-Bildung %	NO_3^- -N-Bildung %	N-Inkorporation in die Biomasse %	N-Elimination %
5 °C					
41	29	< 1	< 1	16	13
9	26	< 1	< 1	15	11
15 °C					
41	44	1	< 1	18	25
9	62	< 1	< 1	33	29
25 °C					
41	79	3	< 1	9	67
9	71	21	1	25	24
25 °C (BP)					
41	71	2	< 1	18	51
9	64	5	1	42	16
35 °C					
41	88	38	2	15	33
9	72	38	3	27	4

Die Angaben sind Mittelwerte der drei Wochen vor dem O_2 -Versuch (s. im Anhang, Tabellen C.3.1, C.4.1, C.5.1 und C.6.1, Wochen 4-6) und den zwei Wochen während des Versuches (s. Anhang, Tabelle F.3).

Fazit

Die Resultate zeigen eindeutig, dass in den meisten Reaktoren (15, 25 und 35 °C) eine intensivere Inkorporation des Stickstoffs in die suspendierte Biomasse stattfand, bzw. die Menge an Biomasse am Reaktorablauf anstieg. Vermutlich lief durch die erhöhte Wasserzufuhr eine verstärkte Spülung des Biofilms. Die intensivere Abscherung des Biofilms holte ihn aus „seinem Gleichgewichtszustand“ heraus, sodass sich die Biofilmbildung und die Biofilmentfernung nicht mehr in einem Gleichgewicht befanden.

4.6.4 Zusammenfassung der Ergebnisse zum Einfluss von Sauerstoff-Konzentration, Luftvolumenstrom und hydraulischer Verweilzeit

Die zwei- bis dreiwöchigen Versuche zum Einfluss unterschiedlicher Betriebsparameter wurden bei DOC- und NH_4^+ -N-Hochlastbedingungen, d.h. $B_A(\text{DOC})= 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (bezogen auf die Gesamtfläche des Reaktors), welche 85 % der BSB_5 -DWA-Last bzw. 600 % der DWA-TKN-Last entsprachen, in einer Einzelreaktor-Anlage realisiert.

Die höhere Sauerstoff-Konzentration in der Wasserphase des Reaktors bei 25 °C führte zu einer besseren Sauerstoffversorgung des Biofilms. Demzufolge wurden der NH_4^+ -N-Abbau und die Nitrifikation entscheidend begünstigt. Parallel dazu wurde aber die simultan ablaufende N-Elimination durch Verlust an anoxischen Zonen im Biofilm unterdrückt. Eine Sauerstoff-Konzentration von 6-7 mg/l schien infolgedessen unter den ausgewählten Versuchsbedingungen für eine komplexe Abwasserreinigung mit aeroben und anoxischen Vorgängen kontraproduktiv zu sein.

Eine signifikante Auswirkung des erhöhten von 200 auf 400 l/h Luftvolumenstromes wurde nicht beobachtet.

Die Simulation des starken Wasserzuflusses, z.B. von Regenwasser oder Schneeschmelze, führte zu einer Zerstörung des Biofilm-Gleichgewichts, da der Austrag von immobilisierter Biomasse, infolge der erhöhten Scherkräfte, anstieg. Innerhalb der Versuchsdauer (drei Wochen) konnte sich dieses Gleichgewicht nicht erholen. Demzufolge konnten unter diesen Bedingungen weitere Effekte, wie z.B. die verringerte hydraulische Verweilzeit, auf die Abbauleistung im getauchten Festbett-Reaktor nicht genau betrachtet und interpretiert werden.

Aus diesem Grund wäre die Durchführung einer Versuchsreihe mit längerer Zeitdauer unter vergleichbaren experimentellen Bedingungen empfehlenswert.

5 Zusammenfassung

Getauchte Festbett-Reaktoren werden in Deutschland bereits mit Erfolg für die vollbiologische Behandlung, als Nitrifikationsstufe innerhalb eines mehrstufigen Verfahrens oder als nachgeschaltete Stufe, z.B. für eine Restnitrifikation eingesetzt. Weiterhin sind die getauchten Festbetten ein bevorzugtes Verfahren für Kläranlagen, die saisonalen Schwankungen unterliegen, z.B. in touristisch stark frequentierten Regionen.

Die Erweiterung des Exportmarkts für getauchte Festbett-Reaktoren erfordert eine ausführliche Untersuchung des Einflusses von Betriebsparametern, die von den deutschen Verhältnissen abweichen, auf die Effektivität der Abwasserbehandlung. Dazu zählen unter anderem die Temperatur und der Salzgehalt des Abwassers.

Ziel der vorliegenden Arbeit war die Untersuchung des Temperatur- und Salzeinflusses auf die Effektivität der Abwasserbehandlung mit dem getauchten Festbett-Verfahren. Die Versuche wurden im Labormaßstab bei Temperaturen von 5, 15, 25 und 35 °C durchgeführt. Zum anderen wurde der parallele Einfluss von Temperatur und Salzgehalt untersucht, in dem 10 oder 20 g/l NaCl zum Modellabwasser zugegeben wurden. Die Experimente wurden in getauchten Festbett-Reaktoren ($V_{Fb} = 9$ l), konzipiert nach den DWA-Richtlinien für den C-Abbau mit und ohne Nitrifikation, unter variierenden Lastbedingungen durchgeführt. Die höchsten untersuchten Belastungen betragen $B_A(\text{DOC}) = 4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ (bzw. $B_A(\text{CSB}) \approx B_A(\text{BSB}_5) = 10,2 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$) und $B_A(\text{NH}_4^+ - \text{N}) = 1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$, die 85 % bzw. 600 % der maximalen DWA-Last für BSB_5 bzw. für TKN entsprachen.

Bei DOC-Belastungen bis zu $4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$, d.h. **85 % der maximal empfohlenen DWA-BSB₅-Last**, wurden bei Temperaturen von 5 bis 35 °C über 95 % der organischen Verbindungen abgebaut. Verschiedene Hinweise deuteten darauf hin, dass die DWA-Auslegung für den C-Abbau bei 5 °C keine Reserven mehr hatte. Dagegen dürften bei Temperaturen von 25 °C und höher, wie z.B. die Messung der C-Atmungsaktivität zeigte, erhebliche Aufwuchsflächenreserven bei der Auslegung nach DWA bestehen. Bei Temperaturen höher als 15 °C wurde der volle C-Abbau nach Animpfen und Inbetriebnahme innerhalb einer Woche erreicht. Bei 5 °C ist mit einer Anlaufzeit von etwa einem Monat bis zum Erreichen der vollständigen Abbauleistung zu rechnen, wenn von einem biofilmfreien Aufwuchskörper ausgegangen wird.

Für eine Abwasserreinigung mit Nitrifikation empfiehlt die DWA eine Kaskade aus getauchten Festbett-Reaktoren, die zusätzlich zu der Aufwuchsfläche für den C-Abbau auch Fläche für den Umsatz der N-Verbindungen vorhalten, die mit maximaler TKN-Flächenbelastung von $1,75 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ beaufschlagt wird.

Im Versuchslauf mit getauchten Festbett-Reaktoren, ausgelegt nach den DWA-Richtlinien für die Abwasserbehandlung mit Nitrifikation mit einer **9 %-igen der maximalen DWA-TKN-Last** ($B_A(\text{NH}_4^+-\text{N}) = 0,13 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$) wurde der zugeführte NH_4^+-N , parallel zu den organischen Verbindungen, mit über 95 % bei Temperaturen von 5 bis 35 °C nahezu vollständig abgebaut.

In einem weiteren Experiment wurden getauchte Festbett-Reaktoren als zweier Kaskade mit einer TKN-Last von **86 % der maximalen DWA-TKN-Last** ($B_A(\text{NH}_4^+-\text{N}) = 0,85 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$, bezogen auf die Gesamtfläche) betrieben. In diesem Fall hatte die Betriebstemperatur einen signifikanten Einfluss auf den N-Umsatz. So wurden bei 25 und 35 °C CSB-Abbaugrade von $\geq 95 \%$ und $\text{NH}_4^+-\text{Abbaugrade}$ von $\geq 90 \%$ erzielt. Auch bei 15 °C betrug der NH_4^+-N -Abbaugrad noch 84 %. Hier hatte die Abbauleistung in der zweiten Kaskadenstufe jedoch auch nach einer Dauer von fünf Monaten noch keinen stabilen Endwert erreicht.

Die Biofilmbildungsgeschwindigkeit wurde offenbar von dem Wachstum der ammoniumoxidierenden Bakterien limitiert. Das schien hier der prozessbestimmende Faktor zu sein. Die Ergebnisse im Versuch mit der 86 %-igen DWA-TKN-Last bei Betriebstemperaturen niedriger als 15 °C ergaben, dass die DWA-Auslegung nur dann ausreichend ist, wenn sich in den hinteren Kaskadenstufen zuvor, bei höheren Temperaturen, ein nitrifizierender Biofilm ausgebildet hat. Das Anfahren der Anlagen in diesem Temperatur- und Lastregime kann nicht empfohlen werden, wenn die volle NH_4^+-N -Abbauleistung erforderlich ist.

Im 5 °C-Reaktor wurden auch nach einer Betriebszeit von fünf Monaten nur 15 % des zugeführten Ammoniums abgebaut. Der Ablauf einer Nitrifikation konnte unter diesen Bedingungen nicht nachgewiesen werden. Das abgebaute NH_4^+-N wurde hauptsächlich in die überschüssige Bakterienbiomasse inkorporiert.

Betrag die NH_4^+-N -Flächenbelastung **200 % der maximalen DWA-TKN-Last** ($B_A(\text{NH}_4^+-\text{N}) = 0,54/\text{m}^2 \cdot \text{d}$), fand in den 25 und 35 °C-Reaktoren nach wie vor ein weitgehender Umsatz der organischen Verbindungen und des Ammoniums von über 95 % statt. Wahrscheinlich war unter diesen Bedingungen weniger Fläche für den C-Abbau notwendig, als in der DWA-Auslegung empfohlen wird. Infolgedessen stand zusätzliche Fläche für den NH_4^+-N -Umsatz zur Verfügung. Bei 15 °C, die typisch für die deutschen Kommunalabwässer sind, wurden jedoch nur bis zu 75 % von dem zugeführten Ammonium umgesetzt. In diesem Fall ist es empfehlenswert, mehr Reaktorfläche zur Verfügung zu stellen, wie es in den DWA-Richtlinien vorgesehen wird.

Im 5 °C-Reaktor 1 wurden unter diesen 200 %-TKN-Lastbedingungen etwa 50 % des Ammoniums abgebaut und somit wesentlich mehr als unter 86 %-TKN-Lastbedingungen (nur

15 %) in der gesamten Zweireaktorkaskade. Möglicherweise hatte hier nicht nur die NH_4^+ -N-Belastung sondern auch das C:N-Verhältnis des Abwassers eine entscheidende Bedeutung für die NH_4^+ -N-Abbauleistung der Festbett-Biozönose. Bei der 86 %-DWA-TKN-Last betrug das C:N-Verhältnis 2,6, während dies im Fall der 200 %-DWA-TKN-Last 8,2 war und sich somit der optimalen Nährstoffzusammensetzung für die Bakterien näherte.

Ebenfalls unter den Bedingungen einer **600 %-igen DWA-TKN-Maximallast** ($B_A(\text{NH}_4^+\text{-N})=1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$) wurden bei 25 und 35 °C die organischen Stoffe mit $\geq 95 \%$ und das Ammonium mit $\geq 85 \%$ noch hinreichend umgesetzt. In dem 15 °C-Reaktor wurden dagegen nur noch 60 % vom zugeführten Ammonium abgebaut. Bei dieser Überlast nach DWA war der Temperatureinfluss auf den NH_4^+ -N-Abbau noch stärker ausgeprägt.

Erwartungsgemäß erwies sich der NH_4^+ -N-Umsatz als prozessbestimmend für die Anlaufzeit im getauchten Festbett-Reaktor. Ausgehend von „sauberen Aufwuchskörpern“ waren bei den höheren untersuchten Temperaturen (25 und 35 °C) bis zu drei Wochen notwendig, um einen weitgehenden Abbau des Ammoniums zu erreichen. Mit sinkender Temperatur stieg der Zeitbedarf für das Etablieren des N-umsetzenden Biofilms an.

Als ammoniumoxidierende Bakterien wurden bei Temperaturen von 15 bis 35 °C *Nitrosomonas spp.*, *Nitrosococcus mobilis* und *Nitrospira spp.* identifiziert. Bei 5 °C ging ihre Häufigkeit drastisch zurück. Als nitritoxidierende Bakterien wurde *Nitrospira spp.* bzw. *Nitrospira moscoviensis* identifiziert. *Nitrobacter spp.* schien keine Bedeutung für die NO_3^- -N-Bildung im getauchten Festbett-Reaktoren zu haben. *N. moscoviensis* existierte allerdings nur unter NaCl-freien Bedingungen. In den Biofilmproben aus den 5 °C-Reaktoren und in der suspendierten Biomasse aus allen Reaktoren wurden keine für den N-Umsatz relevanten Bakterien in größeren Häufigkeiten identifiziert. Die suspendierte Biomasse in den getauchten Festbett-Reaktoren schien sich nicht wesentlich an dem Umsatz der N-Verbindungen zu beteiligen.

Die DWA weist darauf hin, dass in getauchten Festbett-Reaktoren eine N-Elimination von bis zu 50 % simultan, ohne separate Denitrifikationsstufe, auftreten kann. Lastrichtwerte für diese parallel ablaufende N-Elimination und Inkorporation in die Biomasse werden nicht gegeben.

Im Rahmen der durchgeführten Experimente stellte sich heraus, dass im Biofilm der getauchten Festbett-Reaktoren eine teilweise intensive N-Elimination stattfinden kann. Sobald das Ammonium weitgehend umgesetzt wird, ist eine 40 bis 90 %-ige simultane N-Entfernung als gasförmiger Stickstoff und als Stickstoff, gebunden in die Biomasse, möglich. Die N-Elimination hing jedoch von der Anwesenheit von organisch gebundenem Kohlenstoff ab. Sie

hatte ihr Maximum bei 25 °C. Das experimentelle Datenmaterial zur N-Elimination war nicht immer konsistent, sodass detaillierte Aussagen zu dieser für die weitergehende Abwasserreinigung interessanten Frage künftigen Untersuchungen überlassen bleiben muss.

Im NaCl-freien Medium waren im Biofilm der getauchten Festbetten bei Temperaturen von 15 bis 35 °C ANAMMOX-Bakterien vorhanden. Dies deutet auf einen Beitrag der Deammonifikation an der N-Elimination hin. Wurde NaCl zum Abwasser zugegeben, waren keine ANAMMOX-Bakterien mehr im Biofilm zu beobachten. Es trat jedoch weiterhin eine N-Elimination auf, die vermutlich über eine Denitrifikation ablief.

Der Einfluss von **10 g/l NaCl (6 gCl/l bzw. 0,17 molCl/l)** im synthetischen Abwasser wurde unter den Bedingungen einer **86 %-igen DWA-TKN-Last** realisiert. Der NH_4^+ -N-Umsatz wurde in diesen Kaskaden bei 15, 25 und 35 °C nur geringfügig von dem erhöhten Salzgehalt beeinträchtigt. Allerdings fand bei 15 °C der weitgehende NH_4^+ -N-Abbau erst in dem zweiten Reaktor der Kaskade statt, während bei 25 und 35 °C dieser hauptsächlich im ersten Reaktor ablief.

Die Wirkung von 10 und **20 g/l NaCl (12 gCl/l bzw. 0,34 molCl/l)** auf die Schadstoffabbauprozesse wurde bei einer **600 %-igen DWA-TKN-Last** experimentell untersucht. Die organischen Verbindungen wurden auch unter diesen Salzbedingungen im Temperaturbereich von 5 bis 35 °C nahezu vollständig abgebaut. Demzufolge können die DWA-Auslegungskriterien für den C-Abbau bei einer Abwassersalinität von bis zu 12 gCl/l angewendet werden. Die vollständige C-Abbauleistung stellte sich im getauchten Festbett-Reaktor, der bei Temperaturen tiefer als 15 °C betrieben wurde, jedoch verzögert (bis zu zwei Monate) ein. Besonders hemmend erwies sich die Wirkung von 12 g Cl/l auf den NH_4^+ -N-Umsatz. Bei 25 und 35 °C erfolgte eine Verringerung des NH_4^+ -N-Abbaus von bis zu 40 % im Vergleich zum salzarmen Abwasser. Über eine Versuchsdauer von 2,5 Monaten wurde keine signifikante Änderung dieser reduzierten NH_4^+ -N-Umsatzleistung beobachtet. Salz im Abwasser führte zu einer Verschiebung der Ammonium-Oxidierer-Population in Richtung der halophylen und halotoleranten *Nitrosomonas spp.*

Die in der vorliegenden Arbeit dargestellten Feststellungen und Empfehlungen beruhen auf experimentellen Resultaten, die im Labormaßstab mit Modellabwasser gewonnen wurden. Um eine Vertiefung der Aussagefähigkeit, insbesondere in Hinsicht auf die Erweiterung der DWA-Auslegungskriterien, zu erzielen, sind Versuche mindestens im halbtechnischen Maßstab mit realem Abwasser empfehlenswert.

ANHANG

Inhalt

1. Literaturverzeichnis	3
2. DIN-Verzeichnis	12
3. Tabellenverzeichnis	13
4. Bilderverzeichnis	15
5. Abkürzungsverzeichnis	19
6. Symbolverzeichnis	20
7. Analysenwerte	22
8. Lichtmikroskopische Aufnahmen	47
9. Epifluoreszenzmikroskop-Aufnahmen nach Fluoreszenz In Situ Hybridisierung (FISH)	49

1. Literaturverzeichnis

- [ABU-93] Abu-ghararah Z.H., Sherrard J.H.: *Biological nutrient removal in high salinity wastewaters*. Journal of Environmental Science and Health (1993) 28 (3), 599-613.
- [ALB-92] Albrecht J. J., Töws I., Richter H.: *Untersuchungen zur Reaktionstechnik von Biofestbettreaktoren zur Behandlung industrieller Abwässer*. Verfahrenstechnik der mechanischen, thermischen, chemischen und biologischen Abwasserbehandlung Bd. 2. Würzburg: GVC-Kongreß (1992).
- [ALB-00] Albertson O. E.: *Aerobic Fixed-Growth Reactors*. Water Environmental Federation: A special publication, (2000).
- [AND-00] Andreatolla G., Foladori P., Ragazzi M.: *Upgrading of a small wastewater treatment plant in a cold climate region using a moving bed biofilm reactor (MBBR) system*. Water Science and Technology (2000) 41 (1), 177-185.
- [AND-03] Andreatolla G., Damiani E., Foladori P., Nerdelli P., Ragazzi M.: *Treatment of mountain refuge wastewater by fixed and moving bed biofilm systems*. Water Science and Technology (2003) 48 (11-12), 169-177.
- [ATV-91] ATV-Arbeitsblatt A 131: *Bemessung von einstufigen Belebungsanlagen ab 5.000 Einwohnerwerte* (1991).
- [ATV-96] ATV-Arbeitsberichte der ATV-DVWK-Arbeitsgruppe KA 2.6.3 „Tropf- und Tauchkörper“: *Anlagen mit getauchtem Festbett*. Korrespondenz Abwasser (1996) 11, 2013-2022.
- [ATV-97] ATV-Handbuch: *Biologische und weitergehende Abwasserreinigung*. 4. Aufl. Berlin: Ernst & Sohn (1997).
- [ATV-02] ATV-Arbeitsberichte der ATV-DVWK-Arbeitsgruppe KA-6.3 „Tropf- und Tauchkörper“: *Neue Erkenntnisse über Anlagen mit getauchtem Festbett*. Korrespondenz Abwasser (2002) 49 (12), 1703-1707.
- [ATV-03a] ATV-Arbeitsbericht der ATV-DVWK-Arbeitsgruppe IG-5.6 „Biofilmverfahren: Aerobe Biofilmverfahren in der Industrieabwasserreinigung- Definitionen, Verfahrenstechniken und Einsatzgebiete (2003).
- [ATV-03b] ATV-Arbeitsbericht der ATV-DVWK-Arbeitsgruppe IG-5.6 „Biofilmverfahren: Aerobe Biofilmverfahren in der Industrieabwasserreinigung (2003).
- [BEH-98] Behrendt J., Dalhoff S., Trautwein J.-P. und Michihiko I.: *Stickstoffentfernung mit immobilisierten Bakterien*. 23. Hamburger Berichte zur Siedlungswasserwirtschaft. Kolloquium und Fortbildungskurs zur Wasserwirtschaft: Eigen- und Fremdüberwachung von Kläranlagen. Hrsg. Gulyas H. und Sekoulov I., Hamburg: GFEU der TU Hamburg-Harburg e.V., 07-11.09.1998.
- [BEL-78] Belser L.W., Schmidt E.L.: *Diversity in the ammonia-oxidizing nitrifier population of a soil*. Applied and Environmental Microbiology (1978) 36 (4), 584-588.
- [BEL-79] Belser L.W.: *Population ecology of nitrifying bacteria*. Annual Review of Microbiology (1979) 33, 309-333.
- [BEL-93] Belkin S., Brenner A., Abeliovich A.: *Biological treatment of high salinity chemical industrial wastewater*. Water Science and Technology (1993) 27 (7-8), 105-112.
- [BEV-02] Bever J, Stein A., Teichmann H.: *Weitergehende Abwasserreinigung*. 4. Aufl. München: Hrsg. Oldenbourg Industrieverlag (2002).
- [BEY-02] Beyenal H., Lewandowski Z.: *Internal and external mass transfer in biofilms grown at various flow velocities*. Biotechnology Progress (2002) 18, 55-61.
- [BIE-01] Biesterfeld S., Figueroa L., Hernandez M., Russell P.: *Quantification of nitrifying bacterial populations in a full-scale nitrifying trickling filter using fluorescent in situ hybridization*. Water Environment Research (2001) 73 (3), 329-338.
- [BIE-02] Biesterfeld S., Figueroa L.: *Nitrifying biofilm development with time: activity versus phylogenetic composition*. Water Environment Research (2002) 74 (5), 470-479.
- [BOC-86] Bock E., Koops H.-P., Harms H.: *Cell biology of nitrifying bacteria*. Nitrification: Special Publications of the Society for General Microbiology (1986) 20, 17-38.
- [BOC-91] Bock E., Koops H.-P., Harms H., Ahlers B.: *The biochemistry of nitrifying microorganisms*. Variations in Autotrophic Life (1991) 171-196.

- [BØR-94] Børnd S., Scherfig J.: *Dynamic temperature changes in nutrient removal plants*. Water Science and Technology (1994) 30 (2), 205-208.
- [CAM-02] Campos J.L., Mosquera-Corral A., Sanchez M., Mendez R., Lema J.M.: *Nitrification in saline wastewater with high ammonia concentration in an activated sludge unit*. Water Research (2002) 36, 2555-2560.
- [CAO-02] Cao G.-m., Zhao Q.-x., Sun X.-b., Zhang T.: *Characterization of nitrifying and denitrifying bacteria coimmobilized in PVA and kinetics model of biological nitrogen removal by coimmobilized cells*. Enzyme and Microbial Technology (2002) 30, 49-55.
- [CAR-03a] Carrera J., Baeza J.A., Vicent T., Lafuente J.: *Biological nitrogen removal of high-strength ammonium industrial wastewater with two-sludge system*. Water Research (2003) 37, 4211-4221.
- [CAR-03b] Carrera J., Vicent T., Lafuente J.: *Influence of temperature on denitrification of an industrial high-strength nitrogen wastewater in a two-sludge system* Water SA. (2003) 29 (1), 11-16.
- [CHI-95] Chirwa E.M.N., Wang Y.T.: *Chromium detoxification by fixed-film bioreactors*. 50th Purdue University Industrial Waste Conference Proceedings. Chelsea, Michigan: Ann Arbor Press (1995) 535-543.
- [CHI-96] Chudoba P., Pujol R., Emori H., Bourdelot J.C., Rovel J.M.: *Comparison of a system using immobilized microorganisms with a conventional activated sludge process for wastewater treatment*. Immobilized cells: Basics and Applications (1996) 710-717.
- [CHR-05] Christen P., Jaussi R.: *Biochemie-eine Einführung mit 40 Lerneinheiten*. Berlin-Heidelberg-New York: Hrsg. Springer-Verlag GmbH (2005).
- [COL-04] Cole A.C., Semmes M.J., LaPara T.M.: *Stratification of activity and bacterial community structure in biofilms grown on membranes transferring oxygen*. Applied and Environmental Microbiology (2004) 70 (4), 1982-1989.
- [COS-94] Costerton J.W., Lewandowski Z., De Beer D., Caldwell D., Korber D., James S.: *Biofilms, the customized microniche*. Journal of Bacteriology, Minireview (1994) 176 (8), 2137-2142.
- [DAH-97] Dahl C., Sund C., Kristensen G.H., Vredendregt L.: *Combined biological nitrification and denitrification of high-salinity wastewater*. Water Science and Technology (1997) 36 (2-3), 345-352.
- [DAI-00] Daims H., Nielsen P. H., Nielsen J. L., Juretschko S., Wagner M.: *Novel Nitrospirilla-like bacteria as dominant nitrite-oxidizers in biofilms from wastewater treatment plants: diversity and in situ physiology*. Water Science and Technology (2000) 41 (4-5), 85-90.
- [DAN-94] Danzig J., Kümmel R.: *Erhöhung der Leistungsfähigkeit kommunaler Kläranlagen durch Anwendung aerober Trägerbiologien*. Abwassertechnik . (1994) 4, 60-64.
- [DAN-03] Dan N.P., Visvanathan C., Basu B.: *Comparative evaluation of yeast and bacterial treatment of high salinity wastewater based on biokinetic coefficients*. Bioresource Technology (2003) 87, 51-56.
- [DAW-72] Dawson R.N., Murphy K.L.: *The temperature dependency of biological denitrification*. Water Research (1972) 6, 71-83.
- [DINc-99] Dincer A.R., Kargi F.: *Salt inhibition of nitrification and denitrification in saline wastewaters*. Environmental Technology (1999) 20, 1147-1153.
- [DINc-01] Dincer A.R., Kargi F.: *Performance of rotating biological disc system treating saline wastewater*. Process Biochemistry (2001) 36, 901-906.
- [DUL-05] Dulkadiroglu H., Cokgor E.U., Artan N., Orhon D.: *The effect of temperature and sludge age on COD removal and nitrification in a moving bed sequencing batch biofilm reactor*. Water Science and Technology (2005) 51 (11), 95-103.
- [EIK-92] Eikelboom D.H., van Buijsen H.J.J.: *Handbuch für die mikroskopische Schlammuntersuchung*. 3. Auflage, München: F. Hirthammer Verlag.
- [EGL-01] Egli K., Fanger U., Alvarez P. J. J., Siegrist H., van der Meer J. R., Zehnder A. J. B.: *Enrichment and characterization of an anammox bacterium from a rotating biological contactor treating ammonium-rich leachate*. Archives of Microbiology (2001) 175, 198-207.

- [FAN-93] Fang H. H. P., Yeong C. L. Y.: *Biological wastewater treatment in reactors with fibrous packing*. Journal of Environmental Engineering (1993) 119 (5), 946-956.
- [FLE-03] Flemming H.-C., Wingender J.: *The critical role of extracellular polymeric substances in biofilms*. Biofilms in Wastewater Treatment: An Interdisciplinary approach. Hrsg. Wuertz S., Bishop P., Wilderer P. London: IWA Publishing (2003) 178-210.
- [FUR-00] Furtado A. A. L., Rosa M. d. F., Albuquerque R. T., Leite S. G. F., Pecanha R. P., Medronho R. d. A.: *Nitrification of saline effluents: microbiological characterisation*. Brazilian Journal of Microbiology (2000) 31, 1-8.
- [GON-04] Gonzales F., Mosquera-Corral A., Campos J. L., Mendez R.: *Effect of salts on a partial nitrification reactor*. European Symposium on Environmental Biotechnology. Hrsg. Verstraete. London: Taylor & Francis Group (2004) 123-126.
- [HAN-02] Han D. W., Chang J. S., Kim D. J.: *Nitrifying microbial community analysis of nitrite accumulating biofilm reactor by fluorescence in situ hybridization*. Water Science and Technology (2002) 47 (1), 97-104.
- [HAR-76] Harris N. P., Hansford G. S.: *A study of substrate removal in a microbial film reactor*. Water Research (1976) 10, 935-943.
- [HAR-78] Harremoës P. *Biofilm Kinetics*. Water Pollution Microbiology. Hrsg. Mitchell R., New York: John Wiley & Sons (1978) 71-110.
- [HEA-04] Head M. A., Oleszkiewicz J. A.: *Bioaugmentation for nitrification at cold temperatures*. Water Research (2004) 38, 523-530.
- [HÖL-86] Höll K.: *Die hygienisch-chemische Trinkwasseruntersuchung. Bestimmung von Ammonium-Ionen*. Wasser, 7. Aufl. (1986).
- [HOR-92] Horn H.: *Simultane Nitrifikation und Denitrifikation in einem hetero-/autotrophen Biofilm unter Berücksichtigung der Sauerstoffprofile*. Gas Wasser Fach, Wasser-Abwasser (1992) 133 (6), 287-292.
- [HOR-95] Horn H., Hempel D. C.: *Mass transfer coefficients for an autotrophic and heterotrophic biofilm system*. Water Science and Technology (1995) 32 (8), 199-204.
- [HOR-98] Horn H., Hempel D.C.: *Modelling mass transfer and substrate utilization in the boundary layer of biofilm systems*. Water Science and Technology (1998) 37 (4-5), 139-147.
- [HOR-01] Horn H., Neu T. R., Wulkow M.: *Modelling the structure and function of extracellular polymeric substances in biofilms with new numerical techniques*. Water Science and Technology (2001) 43 (6), 121-127.
- [HOR-03] Horn H.: *Modellierung von Stoffumsatz und Stofftransport in Biofilmsystemen*. Schriftenreihe des Instituts für Bioverfahrenstechnik der TU Braunschweig. Hrsg. D. C. Hempel. Paderborn: FIT-Verlag (2003).
- [HÖR-04] Hörsch P.: *Einfluss der chemischen Oxidation auf das toxische Potenzial und die biologische Abbaubarkeit von Industrieabwässern*. Diss. Universität Fridericiana Karlsruhe, TH. Hrsg. F. H. Frimmel (2004).
- [HU-94] Hu H.-Y., Fujie K., Urano K.: *Effect of temperature on the reaction rate of bacteria inhabiting the aerobic microbial film for wastewater treatment*. Journal of Fermentation and Bioengineering (1994) 78 (1), 100-104.
- [ILI-01] Ilies P., Mavinic D. S. *The effect of decreased ambient temperature on the biological nitrification and denitrification of a high ammonia landfill leachate*. Water Research (2001) 35 (8), 2065-2072.
- [INT-99] Intrasungka N., Keller J., Blackall L. L.: *Biological nutrient removal efficiency in treatment of saline wastewater*. Water Science and Technology (1999) 39 (6), 183-190.
- [JAN-02a] Jank M., Schubert B., Kaps C., Schöps W., Lauenroth S.: *Offenporige Glasgranulate als Aufwuchsträger für die Abwasserbehandlung*. Korrespondenz Abwasser (2002) 49 (7) 966-973.
- [JAN-002b] Jank M., Anton W., Schnabel R., Ochmann C.: *Biocompounds als Trägermaterial zur komplexen Abwasserreinigung*. Korrespondenz Abwasser (2002) 49 (9), 1222-1227.
- [JAN-03] Jank M., Schnabel R., Ochmann C.: *Einfluss der Materialkombination auf die Anwendung von Biocompounds zur komplexen Abwasserreinigung*. Wasser, Luft und Boden (2003) 5, 38-40.

- [JET-01] Jetten M. S. M., Wagner M., Fuerst J., van Loosdrecht M., Kuenen G., Strous M.: *Microbiology and application of the anaerobic ammonium oxidation (anammox) process*. Current Opinion in Biotechnology (2001) 12, 283-288.
- [JUR-98] Juretschko S., Timmermann G., Schmid M., Schleifer K.-H., Pommering-Röser A., Koops H.-P., Wagner M.: *Combined molecular and conventional analyses of nitrifying bacterium diversity in activated sludge: Nitrosococcus mobilis and Nitrospira-like bacteria as dominant populations*. Applied and Environmental Microbiology (1998) 64 (8), 3042-3051.
- [KAR-96a] Kargi F., Dincer A. R.: *Effect of salt concentration on biological treatment of saline wastewater by fed-batch operation*. Enzyme and Microbial Technology (1996) 19, 529-537.
- [KAR-96b] Kargi F., Dincer A. R.: *Enhancement of biological treatment performance of saline wastewater by halophilic bacteria*. Bioprocess Engineering (1996) 15, 51-58.
- [KAR-97] Kargi F., Uygur A.: *Biological treatment of saline wastewater in a rotating biodisc contactor by using halophilic organisms*. Bioprocess Engineering (1997) 17, 81-85.
- [KAR-04] Kartal B., van Niftrik L., Sliemers O., Schmidt M. C., Schmidt I., van de Pas-Schoonen K., Cirpus I., van der Star W., van Loosdrecht M, Abma W., Kuenen J. G., Mulder J.-W., Jetten M. S. M, Op den Camp H., Strous M., van de Vossenberg J.: *Application, eco-physiology and biodiversity of anaerobic ammonium-oxidizing bacteria*. Environmental Science and Bio/Technology (2004) 4, 255-264.
- [KIM-06] Kim D.-J., Kim S.-H.: *Effect of nitrite concentration on the distribution and competition of nitrite-oxidizing bacteria in nitrification reactor systems and their kinetic characteristics*. Water Research (2006) 40, 887-894.
- [KIN-04] Kindaichi T., Tsukasa I., Okabe S.: *Ecophysiological interaction between nitrifying bacteria and heterotrophic bacteria in autotrophic nitrifying biofilms as determined by microautoradiography-fluorescence in situ hybridization*. Applied and Environmental Microbiology (2004) 70 (3), 1641-1650.
- [KNO-65] Knowles G., Downing L. A., Barrett M. J.: *Determination of kinetic constants for nitrifying bacteria in mixed culture, with the aid of electronic computer*. Journal General Microbiology (1965) 38, 263-278.
- [KOL-70] Kolditz L.: *Anorganikum, Lehr- und Praktikumsbuch der anorganischen Chemie mit einer Führung in die physikalische Chemie*. 3. Aufl., Berlin: VEB, Deutscher Verlag der Wissenschaften (1970).
- [KOP-99] Koppe P., Stozek A.: *Kommunales Abwasser*. 4. Aufl., Essen: Vulkan-Verlag (1999).
- [KRO-94] Kroiss H.: *Überlegungen zum Vergleich verschiedener Verfahren und Konzepte der Abwasserreinigung*. Wiener Mitteilungen: Wasser, Abwasser, Gewässer. Abwasserreinigungskonzepte. ÖWAV-Seminar, TU Wien. Hrsg. H. Kroiss. Bd. 117 (1994) 1-30.
- [KUE-01] Kuehn M., Mehl M., Hausner M., Bungartz H.-J., Wuertz S.: *Time-resolved study of biofilm architecture and transport processes using experimental and simulation techniques: the role of EPS*. Water Science and Technology (2001) 43 (8), 143-151.
- [LAM-76] La Motta J.: *External mass transfer in a biological film reactor*. Biotechnology and Bioengineering (1976) 18, 1359-1370.
- [LAP-00] LaPara T.M., Konopka A., Nakatsu C.H., Alleman J.E. *Effects of elevated temperature on bacterial community structure and function in bioreactors treating a synthetic waste water*. Journal of Industrial Microbiology and Biotechnology (2000) 24, 140-145.
- [LAP-01] LaPara T. M., Nakatsu C. H., Pantea L. M., Allemann J. E.: *Aerobic biological treatment of a pharmaceutical wastewater: effect of temperature on COD removal and bacterial community development*. Water Research (2001) 35 (18) 4417-4425.
- [LEE-04] Lee L.Y., Ong S.L., Ng W.J.: *Biofilm morphology and nitrification activities: recovery of nitrifying biofilm particles covered with heterotrophic outgrowth*. Bioresource Technology (2004) 95, 209-214.
- [LES-91] Lessel T., Kopmann T.: *Erfahrungen mit getauchten Festbettreaktoren für die Nitrifikation*. Korrespondenz Abwasser (1991) 12, 1652-1665.

- [LEW-82] Lewandowski Z.: *Temperature dependency of biological denitrification with organic material addition*. Water Research (1982) 16, 19-22.
- [LEW-03] Lewandowski Z., Beyenal H.: *Mass transport in heterogeneous biofilm*. Biofilms in Wastewater Treatment: An Interdisciplinary approach, Hrsg. Wuertz S., Bishop P. and Wilderer P. London: IWA Publishing (2003) 147-177.
- [LIJ-04] Li J., Bishop P. L.: *Time course observations of nitrifying biofilm development using microelectrodes*. Journal of Engineering Sciences (2004) 3, 523-528.
- [LIM-01] Lim B.-R., Huang X., Hu H.-Y., Goto N., Fujie K.: *Effects of temperature on biodegradation characteristics of organic pollutants and microbial community in a solid phase aerobic bioreactor treating high strength organic wastewater*. Water Science and Technology (2001) 43 (1), 131-137.
- [LIU-94] Liu Y., Capdeville B.: *Dynamics of nitrifying biofilm growth in biological nitrogen removal process*. Water Science and Technology (1994) 29 (7), 377-380.
- [LOP-00] Lopes F. A., Vieira M. J., Melo L. F.: *Chemical composition and activity of a biofilm during the start-up of an airlift reactor*. Water Science and Technology (2000) 41 (4-5), 105-111.
- [LOW-51] Lowry O. H., Rosebrough N. J., Farr A. L., Randall R. J.: *Protein measure with the Folin phenol reagent*. Journal of Biological Chemistry (1951) 19, 265-275.
- [MAN-05] Manser R., Muche K., Gujer W., Siegrist H.: *A rapid method to quantify nitrifiers in activated sludge*. Water Research (2005) 39, 1585-1593.
- [MAQ-77] Maqsood R., Benedek A.: *Low-temperature organic removal and denitrification in activated carbon columns*. Journal WPCF (1977) 49, 2107-2117.
- [MAR-01] Margesin R., Schinner F.: *Biodegradation and bioremediation of hydrocarbons in extreme environments*. Applied Microbiology and Biotechnology (2001) 56, 650-663.
- [MAU-03] Maurer M., Fux C., Siegrist H.: *Nitrifikation, Denitrifikation und Energieeffizienz des Wirbelbettverfahrens in der kommunalen Abwasserbehandlung*. Korrespondenz Abwasser (2003) 50 (9), 1142-1151.
- [MEN-05] Menzel U.: *Brasilien: Anforderungen an die Abwassertechnik in anderen Ländern*. Abschlussbericht zum BMBF-Vorhaben 02WA0452. Export-orientierte Forschung und Entwicklung auf dem Gebiet der Wasserver- und -entsorgung. Abwasserbehandlung und Wasserwiederverwendung, Bd. 1. Hrsg. Ruhr-Universität Bochum (2005) 34-76.
- [MID-05] *MIDEWA-Bekanntmachung von Inhaltsstoffen der Trinkwasserversorgung*. MIDEWA: Wasserversorgungsgesellschaft in Mitteldeutschland mbH (2005).
- [MON-49] Monod J.: *The growth of bacterial cultures*. Annual Review of Microbiology (1949) 3 371-394.
- [MOO-86] Moore W. J.: *Physikalische Chemie*. 4. Aufl., Hrsg. Walter de Gruyter, Berlin-New York (1986).
- [MOR-02] Morgan-Sagastume F., Allen D.G.: *Effect of temperature variations on activated sludge performance treating pulp and paper mill effluent*. TAPPI Environmental Conference (2002).
- [MOT-03] Mota C. R., Hu Z., Cheng J., de los Reyes III F. L. *Population dynamics of nitrifying bacteria in intermittently-aerated reactors treating high nitrogen wastewater*. Water Environment Federation Technical Exhibition and Conference (WEFTEC), Los Angeles, USA, **11.-15.10.2003**.
- [MOU-05] Moussa M. S., Hooijmans C. M., Lubberding H. J., Gijzen H. J., van Loosdrecht M. C. M.: *Modelling nitrification, heterotrophic growth and predation in activated sludge*. Water Research (2005) 39, 5080-5098.
- [MOU-06] Moussa M. S., Sumanasekera D. U., Ibrahim S. H., Lubberding H. J., Hooijmans C. M., Gijzen H. J., van Loosdrecht M. C. M. *Long term effects of salt on activity, population structure and floc characteristics in enriched bacterial cultures of nitrifiers*. Water Research (2006) 40, 1377-1388.
- [MUR-03] Murat S., Insel G., Artan N., Orhon D.: *Effect of temperature on the nitrogen removal performance of a sequencing batch reactor treating tannery wastewater*. Water Science and Technology (2003) 48 (11-12), 319-326.

- [NOG-02] Nogueira R., Melo L. F., Purkhold U., Wuertz S., Wagner M.: *Nitrifying and heterotrophic population dynamics in biofilm reactors: effects of HRT and the presence of organic carbon*. *Water Research* (2002) 36, 469-481.
- [NOW-02] Nowak J., Lasik M., Miskiewicz T., Czarnecki Z.: *Biodegradation of high temperature wastewater from potato starch industry*. *Waste Management and the Environment*. Hrsg. Almorza D., Brebbia C.A., Sales D. and Popov V., Southampton, Goston: WIT Press (2002), 655-663.
- [OHA-95] Ohashi A., Viraj de Silva D. G., Mobarry B., Manem J. A., Stahl D. A., Rittmann B. E.: *Influence of substrate C/N ration on the structure of multi-species biofilms consisting of nitrifiers and heterotrophs*. *Water Science and Technology* (1995) 32 (8), 75-84.
- [OKA-02] Okabe S., Naitoh H., Satoh H., Watanabe Y.: *Structure and function of nitrifying biofilms as determined by molecular techniques and the use of microelectrodes*. *Water Science and Technology* (2002) 46 (1-2), 233-241.
- [OLD-96] Oldenburg M., Brinke-Seiferth S.: *Effizientere Ausnutzung der Nitrifikationsleistung von Festbettreaktoren*. 9. Fachtagung: Weitgehende Abwasserreinigung als Beitrag zum Schutz von Nord- und Ostsee, **18-19.11. 1996**.
- [OPA-92] Opalla F.: *Biofilme in der Abwasserreinigung: Neue Ergebnisse mit Anthrazit als Trägermaterial*. *BioTec Verfahrenstechnik* (1992) 2, 51-55.
- [ORT-05a] Orth H.: *USA: Anforderungen an die Abwassertechnik in anderen Ländern*. Abschlussbericht zum BMBF-Vorhaben 02WA0452. Exportorientierte Forschung und Entwicklung auf dem Gebiet der Wasserver- und -entsorgung. Abwasserbehandlung und Wasserwiederverwendung, Bd. 1. Hrsg. Ruhr-Universität Bochum (2005) 338-362.
- [ORT-05b] Orth H.: *Thailand: Anforderungen an die Abwassertechnik in anderen Ländern*. Abschlussbericht zum BMBF-Vorhaben 02WA0452. Exportorientierte Forschung und Entwicklung auf dem Gebiet der Wasserver- und -entsorgung. Abwasserbehandlung und Wasserwiederverwendung, Bd. 1 Hrsg. Ruhr-Universität Bochum (2005) 338-362.
- [PAI-86] Painter H. A.: *Nitrification in the treatment of sewage and waste-waters*. *Nitrification: Special Publications of the Society for General Microbiology* (1986) 20, 185-211.
- [PAN-99] Panswad T., Anan C.: *Specific oxygen, ammonia, and nitrate uptake rates of a biological nutrient removal process treating elevated salinity wastewater*. *Bioresource Technology* (1999) 70, 237-243.
- [PAP-95a] Pape S., Schulz-Mennigmann J.: *Biologische Abwasserbehandlung mit voll-ständig getauchten und belüfteten Festbetten*. *Wasserwirtschaft/Wassertechnik* (1995) 5, 32-41.
- [PAP-95b] Pape S., Schulz-Mennigmann J.: *Grundlagen und Betriebserfahrungen getauchter, aerober Festbettreaktoren nach dem BIOSUB-Verfahren*. *Korrespondenz Abwasser Sonderdruck* (1995) 12, 2208-2215.
- [PAR-96] Park T. J., Lee K. H., Kim D. S., Kim C. W.: *Petrochemical wastewater treatment with aerated submerged fixed-film reactor (ASFFR) under high organic loading rate*. *Water Science and Technology* (1996) 34 (10), 9-16.
- [PAY-00] Payraudeau M., Paffoni C., Gousailles M.: *Tertiary nitrification in an upflow biofilter on floating media: influence of temperature and COD load*. *Water Science and Technology* (2000) 41 (4-5), 21-27.
- [PAY-01] Payraudeau M., Pearce A.R., Goldsmith R., Bigot B., Wicquart F.: *Experience with an up-flow BAF for tertiary treatment: from pilot trials to full scale implementation*. *Water Science and Technology* (2001) 44 (2-3), 63-68.
- [PEN-05] Peng Y. Z., Zhu G. B., Wang S. Y., Yu D. S., Cui Y. W., Meng X. S.: *Pilot-scale studies on biological treatment of hypersaline wastewater at low temperature*. *Water Science and Technology* (2005) 52 (10-11), 129-137.
- [PIC-99] Picioreanu C., van Loosdrecht M. C. M., Heijnen J. J.: *Multidimensional modelling of biofilm structure*. *Microbial Biosystems: New Frontiers. Proceedings of the 8th Int. Symp. on Microbial Ecology, Modelling in Microb. Ecol.* Hrsg. Bell C. R., Brylinsky M. and Johnson-Green P. (1999).

- [RAM-93] Ramsch B., Weil G.: *Erfahrungen mit künstlichen Polymeren als Matrix für Mikroorganismen in der Abwasserbehandlung*. BioEngineering (1993) 6, 23-30.
- [RAN-84] Randall C. W., Buth D.: *Nitrite build-up in activated sludge resulting from temperature effects*. Journal WPCF (1984) 56 (9), 1039-1044.
- [REI-02] Reimann I., Andrea K., Märkl H.: *Treatment of wastewater containing fat from food industry with a thermophilic microorganism*. Engineering Life and Science (2002) 2, 398-401.
- [ROS-97] Rosa M. F., Albuquerque R. T., Fernandes J. M. O., Leite S. G. F., Medronho R. A.: *Nitrification of saline effluents*. Brazilian Journal of Chemical Engineering (1997) 14 (2), 151-158.
- [ROS-98] Rosa M. F., Furtado A. A. L., Albuquerque R. T., Leite S. G. F., Medronho R. A.: *Biofilm development and ammonia removal in the nitrification of a saline wastewater*. Bioresource Technology (1998) 65, 135-138.
- [ROT-97] Rotthauwe J.-H., Witzel K.-P., Liesack W.: *The ammonia monooxygenase structural gene amoA as a functional marker: molecular fine-scale analysis of natural ammonia-oxidizing populations*. Applied and Environmental Microbiology (1997) 63 (12), 4704-4712.
- [ROW-02] Rowan A. K., Snape J. R., Fearnside D., Curtis T. P., Barer M. R., Head I. M.: *A comparison of autotrophic ammonia-oxidizing bacteria in full- and laboratory-scale wastewater treatment*. Water Science and Technology (2002) 46 (1-2), 319-322.
- [RUD-05a] Rudolph K.-U.: *Russland: Anforderungen an die Abwassertechnik in anderen Ländern*. Abschlussbericht zum BMBF-Vorhaben 02WA0452. Exportorientierte Forschung und Entwicklung auf dem Gebiet der Wasserver- und -entsorgung. Abwasserbehandlung und Wasserwiederverwendung, Bd. 1 Hrsg. Ruhr-Universität Bochum (2005) 264-292.
- [RUD-05b] Rudolph K.-U.: *Südafrika: Anforderungen an die Abwassertechnik in anderen Ländern*. Abschlussbericht zum BMBF-Vorhaben 02WA0452. Exportorientierte Forschung und Entwicklung auf dem Gebiet der Wasserver- und -entsorgung. Abwasserbehandlung und Wasserwiederverwendung, Bd. 1 Hrsg. Ruhr-Universität Bochum (2005) 294-335.
- [RUS-00] Rusten B., Hellström B.G., Hellström F., Sehested O., Skjelfoss E., Svendsen B.: *Pilot testing and preliminary design of moving bed biofilm reactors for nitrogen removal at the FREVAR wastewater treatment plant*. Water Science and Technology (2000) 41 (4-5), 13-20.
- [SAC-91] Sachs L.: *Angewandte Statistik*. 8. Aufl., Berlin-Heidelberg-New York: Springer Verlag. (1991).
- [SAN-04] Sanchez O., Aspe M., Marti M.C., Roeckel M.: *The effect of sodium chloride on the two-step kinetics of the nitrifying process*. Water Environment Research (2004) 46 (1), 73-80.
- [SCHe-95] Schenk H., Hegemann W.: *Nitrifikationshemmung durch hohe Salzkonzentrationen bei der biologischen Behandlung von Gerbereiabwasser*. Gas Wasser Fach: Wasser, Abwasser (1995) 136 (9), 465-470.
- [SCH1-92] Schlegel H.G.: *Allgemeine Mikrobiologie*. 7. Aufl., Stuttgart, New York: Georg Thieme Verlag (1992).
- [SCH1-95] Schlegel S.: *Mit Festbettverfahren Kosten sparen?* Korrespondenz Abwasser (1995) 8, 1343-1352.
- [SCH1-99] Schlegel S.: *Die Vorbehandlung industriellen Abwassers in einer Anlage mit getauchten Festbetten auf der Kläranlage Dorsten-Wulfen*. Korrespondenz Abwasser (1999) 46 (8), 1231-1237.
- [SCH1-00] Schlegel S.: *Bemessung und Betrieb von Anlagen mit getauchten Festbetten*. 29. Abwassertechnisches Seminar. Berichte aus Wassergüte- und Abfall-wirtschaft TU München Nr. 158 (2000).
- [SCH1-02] Schlegel S.: *Untersuchungen zur Behandlung kommunalen Abwassers in einer Anlage mit getauchten Festbetten*. Korrespondenz Abwasser (2002) 49 (12), 1674-1681.
- [SCH1-03] Schlegel S.: *Die Vorbehandlung industrieller Abwässer in Anlagen mit getauchten Festbetten*. Korrespondenz Abwasser (2003) 50 (5), 617-622.

- [SCHm-02] Schmidt I., Sliemers O., Schmid M., Cirpus I., Strous M., Bock E., Kuenen G.J., Jetten M.S.M.: *Aerobic and anaerobic ammonia oxidizing bacteria-competitors or natural partners?* FEMS Microbiology Ecology (2002) 39, 175-181.
- [SCHr-96] Schramm A., Larsen L.H., Revsbech N.P., Ramsing N.B., Amann R., Schleifer K.-H.: *Structure and function of a nitrifying biofilm as determined by in situ hybridization and the use of microelectrodes.* Applied and Environmental Microbiology (1996) 62 (12), 4641-4647.
- [SCHr-98] Schramm A., Beer D., Wagner M., Amann R.: *Identification and activities in situ of Nitrospira and Nitrospira spp. as dominant populations in a nitrifying fluidized bed reactor.* Applied and Environmental Microbiology (1998) 64 (9), 3480-3485.
- [SCHr-99] Schramm A., Beer D., van den Heuvel, Ottengraf S., Amann R.: *Microscale distribution of populations and activities of Nitrospira and Nitrospira spp. along a macroscale gradient in a nitrifying bioreactor: quantification by in situ hybridization and the use of microsensors.* Applied and Environmental Microbiology (1999) 65 (8), 3690-3695.
- [SCHu-93] Schulz-Mennigmann J.: *Der Einfluss des Trägermaterials auf die Leistungsfähigkeit von Biofilmsystemen zur Abwasserreinigung.* Korrespondenz Abwasser (1993) 1, 68-73.
- [SCHu-98a] Schulz-Mennigmann J., Gerard I.: *Industrielle Abwasserreinigung mit getauchten Festbetten.* Entsorgungspraxis (1998) 10, 51-56.
- [SCHu-98b] Schulz-Mennigmann J., Richardt M., Chromik R.: *Denitrifikation mit getauchten Festbettreaktoren in der dezentralen Abwasserreinigung.* Entsorgungspraxis, Sonderdruck 1/2 (1998).
- [SCHu-99] Schulz-Mennigmann J.: *Submerged fixed-bed reactors.* Journal of Biotechnology, 2. Aufl. (1999) 349-363.
- [SCHu-02] Schulz-Mennigmann J., Hackeschmidt A.: *Gemeinsame Behandlung von Milchammerabwässern und häuslichen Abwässern in Kleinkläranlagen.* Korrespondenz Abwasser (2002) 49 (7), 983-991.
- [SEK-91] Sekoulov I.: *Biofilm reactors for final treatment of industrial wastewater.* New developments in industrial wastewater treatment: proceedings of the NAT. Advanced research workshop in new developments in industrial wastewater treatment. Hrsg. Dordrecht et al. Niederlande: Kluwer Academic Publishers (1991) 25-31.
- [STA-04] Starkey M., Gray K.A., Chang S.I., Parsek M.R.: *A sticky business: the EPS matrix of bacterial biofilms.* Microbial Biofilms, Hrsg. Ghannoum M. and O'Toole G.A., ASM Press, Washington D.C. (2004).
- [STO-99] Stoodly P., Dodds I., Boyle J. D., Lappin-Scott H.M.: *Influence of hydrodynamics and nutrients on biofilm structure.* Journal of Applied Microbiology Symposium Supplement (1999) 85, 19-28.
- [TAK-90] Takasaki M., Kim H., Sato A., Okada M. and Sudo R.: *The submerged biofilm process as a pre-treatment for polluted raw water for tap water supply.* Water Science and Technology (1990) 22 (1), 137-148.
- [TAX-06] *Taxonomy Browser of the National Centre for Biotechnology Information (NCBI).* <http://www.ncbi.nlm.nih.gov/Taxonomy/taxonomyhome.html/>.
- [TIJ-92] Tjihuis L., van Loosdrecht M. C. M., Heijnen J. J.: *Nitrification with biofilms on small suspended particles in airlift reactors.* Water Science and Technology (1992) 26 (9-11), 2207-2211.
- [TSC-03] Tschobanoglous G., Burton F. L., Stensel H. D.: *Wastewater engineering: treatment and reuse.* 4. Aufl. Boston: Hrsg. Metcalf & Eddy Inc. (2003).
- [UY-01] Uy B. C., Jose W. I., Barraquio W. L., Rollon A. P.: *Nitrogen removal from landfill leachate using an aerobic fixed film bioreactor.* Biotechnology for Sustainable Utilization of Biological Resources in the Tropics (2001) 15, 328-333.
- [VAN-87] Van der Hoek J.P., Latour P. J. M., Klapwijk A.: *Denitrifikation with methanol in the presence of high salt concentrations and at high pH levels.* Applied Microbiology and Biotechnology (1987) 27, 199-205.

- [VRE-97] Vredenburg L. H. J., Nielsen K., Potma A. A., Kristensen G. H. and Sund C.: *Fluid bed biological nitrification and denitrification in high salinity wastewater*. Water Science and Technology (1997) 36 (1), 93-100.
- [WAG-95] Wagner M., Rath G., Amann R., Koops H.-P., Schleifer K.-H.: *In situ identification of ammonia-oxidizing bacteria*. Systematic and Applied Microbiology (1995) 18, 251-264.
- [WAG-04] Wagner M., Daims H., Horn M., Loy A., Stoecker K., Maixner F., Lücker S.: *International FISH Course*. Division of Microbial Ecology, Institute of Ecology and Conservation Biology, University of Vienna **27.09.-01.10.2004**.
- [WÄS-02] Wäsche S., Horn H., Hempel D. C.: *Influence of growth conditions on biofilm development and mass transfer at the bulk/biofilm interface*. Water Research (2002) 36, 4775-4784.
- [WEI-93] Weil G., Ramsch B.: *Sind natürliche Polymere als Matrix für Mikroorganismen in der Abwasserbehandlung einsetzbar?* BioEngineering (1993) 2, 50-60.
- [WEL-03] Welander U., Mattiasson B.: *Denitrification at low temperatures using a suspended carrier biofilm process*. Water Research (2003) 37, 2394-2398.
- [WIJ-04] Wijeyekoon S., Mino T., Satoh H., Matsuo T.: *Effect of substrate loading rate on biofilm structure*. Water Research (2004) 38, 2479-2488.
- [WIL-89] Wilderer P. A., Characklis W. G.: *Structure and function of biofilms*. Hrsg. Characklis W. G., Wilderer P. A., New York: John Wiley & Sons (1989) 5-17.
- [WIN-05] Windey K., De Bo I. and Verstraete W.: *Oxygen-limited autotrophic nitrification-denitrification (OLAND) in a rotating biological contactor, treating high-salinity wastewater*. Water Research (2005) 39, 4512-4520.
- [WOO-94] Woolard C. R., Irvine R. L.: *Biological treatment of hypersaline wastewater by a biofilm of halophilic bacteria*. Water Environment Research (1994) 66 (3), 230-235.
- [WOO-95a] Woolard C. R., Irvine R. L.: *Response of a periodically operated halophilic biofilm reactor to changes in salt concentration*. Water Science and Technology (1995) 31 (1), 41-50.
- [WOO-95b] Woolard C. R., Irvine R. L.: *Treatment of hypersaline wastewater in the sequencing batch reactor*. Water Research (1995) 29 (4), 1159-1168.
- [WOO-98] Woolard C. R., Brenner A.: *The effect of salt on biological treatment*. Bioremediation: Principles and Practice. Volume II: Biodegradation Technology Developments. Hrsg. Sikdar S. K., Irvine R. L., Lancaster-Basel: Technomic Publishing (1998).
- [WUJ-94] Wujcik W. J., Rozich A. F., Hahn C. D.: *Design and start-up of an advanced haemophilic treatment system for high strength wastewater from a pharmaceutical plant*. Water Environment Federation Technical Exhibition and Conference (WEFTEC), Los Angeles, USA, **11.-15.10.2003**.
- [YU-02] Yu S. M., Leung W. Y., Ho K. M., Greenfield P. F., Eckenfelder W. W.: *The impact of sea water flushing on biological nitrification-denitrification activated sludge sewage treatment process*. Water Science and Technology (2002) 46 (11-12), 209-216.
- [YU-04] Yu T., de la Rosa, Lu R.: *Microsensor measurement of oxygen concentration in biofilms: from one dimension to three dimensions*. Water Science and Technology (2004) 49 (11-12), 353-358.
- [ZVA-94] Zvauya R., Parawira W., Mawadza C.: *Aspects of aerobic thermophilic treatment of Zimbabwean traditional opaque-beer brewery wastewater*. Bioresource Technology (1994) 48, 273-274.

2. DIN-Verzeichnis

DIN 4045	Abwassertechnik. Grundbegriffe (1999).
DIN 32645	Chemische Analytik. Nachweis-, Erfassung- und Bestimmungsgrenze. Ermittlung unter Wiederholbedingungen. Begriffe, Verfahren, Auswertung (1994).
DIN 38405/D9/1	Deutsches Einheitsverfahren zur Wasser-, Abwasser- und Schlammuntersuchung. Anionen (Gruppe D). Bestimmung des Nitrat-Ions, D 9 (1979).
DIN 38409/H41/1	Deutsches Einheitsverfahren zur Wasser-, Abwasser- und Schlammuntersuchung. Summarische Wirkungs- und Stoffkenngrößen (Gruppe H). Bestimmung des chemischen Sauerstoffbedarfs (CSB) im Bereich über 15 mg/l und Chloridkonzentrationen ≤ 1 g/l (1980).
DIN 38409/H41/2	Deutsches Einheitsverfahren zur Wasser-, Abwasser- und Schlammuntersuchung. Summarische Wirkungs- und Stoffkenngrößen (Gruppe H). Bestimmung des chemischen Sauerstoffbedarfs (CSB) im Bereich über 15 mg/l und Chloridkonzentrationen > 1 g/l (1980).
DIN EN 872	Wasserbeschaffenheit. Bestimmung suspendierter Feststoffe. Verfahren durch Abtrennung mittels Glasfaserfilter (1996).
DIN EN 1085	Abwasserbehandlung. Wörterbuch, Dreisprachige Fassung (1997).
DIN EN 1484	Wasseranalytik. Anleitungen zur Bestimmung des gesamten organischen Kohlenstoffs (TOC) und des gelösten organischen Kohlenstoffs (DOC) (1997).
DIN EN 25663/H11	Wasserbeschaffenheit. Bestimmung des Kjeldahl-Stickstoffs. Verfahren nach Aufschluß mit Selen, ISO 5663: 1984 (1993).
DIN EN 26777	Wasserbeschaffenheit. Bestimmung von Nitrit. Spektrometrisches Verfahren, ISO 6777: 1984 (1993).

3. Tabellenverzeichnis

- Tabelle 1. Klassifizierung einiger Bakterien gemäß der C-Quelle für den Biomasseaufbaus, des Elektronendonators und des Elektronenakzeptors nach [TSC-03]
- Tabelle 2. Trägermaterialien in Biofilmanlagen
- Tabelle 3. Auswahl der spezifischen Fläche entsprechend des Belastungsgrades nach [PAP-95a]
- Tabelle 4. DWA-Auslegungsdaten für die Belastung an organisch gebundenem Kohlenstoff in Abhängigkeit von dem Reaktortyp [ATV-02, ATV-03b]
- Tabelle 5. Klassifizierung der Mikroorganismen in Abhängigkeit von ihrem Temperaturtoleranzbereich und ihrem Temperaturoptimum nach [TSC-03]
- Tabelle 6. Sauerstoff-Sättigungskonzentration in Abhängigkeit der Temperatur beim Standarddruck (1 atm) nach [TSC-03]
- Tabelle 7. Maximale Wachstumsraten der Nitrifikanten in Abhängigkeit von der Temperatur nach [KNO-65]
- Tabelle 8. Sauerstoff-Sättigungskonzentration im Wasser bei unterschiedlichen Temperaturen in Abhängigkeit von dem NaCl-Gehalt nach [TSC-03]
- Tabelle 9. Angaben zu den Kurzzeitversuchen während der Versuchsreihe „hohe NH_4^+ -N-Belastung“ ohne Zugabe von NaCl zum Modellabwasser
- Tabelle 10. Angaben zum getauchten Festbett-Reaktor im Labormaßstab
- Tabelle 11. Zulauf-Parameter der getauchten Festbett-Anlage (Belastungen, bezogen auf die Fläche des Reaktors 1)
- Tabelle 12. Luftvolumenströme in Abhängigkeit von den Betriebsbedingungen in den ersten Reaktoren der Zweireaktorkaskade
- Tabelle 13. Luftvolumenströme in Abhängigkeit von den Betriebsbedingungen in den zweiten Reaktoren der Zweireaktorkaskade
- Tabelle 14. Zusammensetzung des Modellabwassers
- Tabelle 15. Mittlere Zusammensetzung des Leitungswassers aus dem Versorgungsgebiet Merseburg nach Angaben der Wasserversorgungsgesellschaft in Mitteldeutschland mbH [MID-05]
- Tabelle 16. Berechneter osmotischer Druck des synthetischen Abwassers in Abhängigkeit von der Temperatur und der NaCl-Konzentration unter Berücksichtigung der Salze NH_4Cl ($c = 1,9 \text{ g/l}$), NaHCO_3 ($c = 3 \text{ g/l}$) und $\text{NaH}_2\text{PO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ($c = 0,83 \text{ g/l}$)
- Tabelle 17. Volumenstrom des Modellabwassers und hydraulische Verweilzeit im getauchten Festbett-Reaktor
- Tabelle 18. Verwendeten Sonden für die FISH-Untersuchung
- Tabelle 19. Bakterienhäufigkeit in den mit der FISH-Methode untersuchten Proben
- Tabelle 20. Verhältnis immobilisierte zur suspendierten Trockensubstanz in den getauchten Festbett-Reaktoren (bei $15 \text{ }^\circ\text{C}$ keine Animpfung)
- Tabelle 21. Abbaugrad von organisch gebundenem Kohlenstoff in Abhängigkeit von der Temperatur und der Belastung (eigene Untersuchungen und Literaturangaben)
- Tabelle 22. Auslegung für den NH_4^+ -N-Abbau (Nitrifikationsauslegung) nach den DWA-Richtlinien und nach dem eigenen Versuchskonzept

- Tabelle 23. Theoretische Auslastung der Fläche im getauchten Festbett-Reaktor für den C-Abbau und Vergleich der eigenen NH_4^+ -N-Flächenbelastung mit der DWA-Auslegungsempfehlung
- Tabelle 24. Zeitdauer zum Erreichen eines weitgehenden NH_4^+ -N-Abbaus im getauchten Festbett-Reaktor in Abhängigkeit von der Temperatur und der NH_4^+ -N-Belastung
- Tabelle 25. NH_4^+ -N-Abbaugrad in Abhängigkeit von der Temperatur und der Belastung (eigene Untersuchungen und Literaturangaben)
- Tabelle 26. „Gleichgewichtszustände“ bei 5 und 35 °C
- Tabelle 27. Theoretische Auslastung der Fläche in der zweistufigen Kaskade aus getauchten Festbett-Reaktoren und Vergleich der eigenen Auslegung mit der DWA-Auslegung
- Tabelle 28. NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit und -Abbaugrad in Abhängigkeit von der Temperatur im Reaktor 1 und im Reaktor 2 (Durchschnittswerte für den Versuchsabschnitt 8-19 Woche)
- Tabelle 29. N-Umsatzgrade in Abhängigkeit von der NH_4^+ -N-Belastung bei 5 °C im Reaktor 1
- Tabelle 30. N-Umsatzgrade in Abhängigkeit von der NH_4^+ -N-Belastung bei 15 °C im Reaktor 1
- Tabelle 31. N-Umsatzgrade in Abhängigkeit von der NH_4^+ -N-Belastung bei 25 °C im Reaktor 1
- Tabelle 32. N-Umsatzgrade in Abhängigkeit von der NH_4^+ -N-Belastung bei 25 °C (BP) im Reaktor 1
- Tabelle 33. N-Umsatzgrade in Abhängigkeit von der NH_4^+ -N-Belastung bei 35 °C im Reaktor 1
- Tabelle 34. Summe aus dem in die Biomasse inkorporierten N und dem eliminierten N als % von dem Zulauf-N in Abhängigkeit von der Temperatur und der NH_4^+ -N-Belastung
- Tabelle 35. Inkorporierter in die Biomasse N als % von dem Zulauf-N in Abhängigkeit von dem C:N-Verhältnis (molar) im Modellabwasser und der NH_4^+ -N-Belastung bei Temperaturen von 5 bis 35 °C
- Tabelle 36. Immobilisierte Trockensubstanz im Reaktor 1 bei $B_A(\text{DOC})= 4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+ \text{-N})= 1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ (bestimmt während des „Gleichgewichtszustandes“, s. Kapitel 4.1.2.3)
- Tabelle 37. Umsatzgeschwindigkeiten im Reaktor 1 vor, während und nach dem Versuch „kurzzeitige Reduzierung der Temperatur“ bei $B_A(\text{DOC})= 2,2 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+ \text{-N})= 0,85 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ (bezogen auf die Gesamtfläche der Kaskade) und einer hydraulischen Verweilzeit von 41 Stunden (pro Kaskade)
- Tabelle 38. Umsatzgeschwindigkeiten im Reaktor 2 vor, während und nach dem Versuch „kurzzeitige Reduzierung der Temperatur“ bei $B_A(\text{DOC})= 2,2 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+ \text{-N})= 0,85 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ (bezogen auf die Gesamtfläche der Kaskade) und einer hydraulischen Verweilzeit von 41 Stunden (pro Kaskade)
- Tabelle 39. Nitritations- und Nitratationsgeschwindigkeiten und deren prozentualen Reduktion bei Senkung der Betriebstemperatur von 35 auf 10 °C im Reaktor 1
- Tabelle 40. Zuordnung der Konzentrationswerte und der Abbaugeschwindigkeiten für die jeweiligen Versuchsabschnitte während des NaCl-freien Versuches und des 10 g/l NaCl-Versuches
- Tabelle 41. Durchschnittliche NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit ohne und mit 10g/l NaCl im Modellabwasser bei Temperaturen von 5 bis 35 °C
- Tabelle 42. „Gleichgewichtszustände“ für die Versuchsreihe „10 g/l NaCl“
- Tabelle 43. Durchschnittliche NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit bei einer 600 %-igen DWA-TKN-Last vor, während und nach der Versuchsreihe „20 g/l NaCl“
- Tabelle 44. Sauerstoff-Verbrauch für den C- und NH_4^+ -N-Abbau im getauchten Festbett-Reaktor in Abhängigkeit von der Temperatur

- Tabelle 45. Konzentration an suspendierter und immobilisierter Trockensubstanz im Reaktor 1 in Abhängigkeit von der Temperatur
- Tabelle 46. Endogene Atmungsaktivität und C-Atmungsaktivität im Batch-Reaktor bei Temperaturen von 5 bis 35 °C
- Tabelle 47. N-Atmungsaktivität im Batch-Reaktor und NH_4^+ -N-Abbaugeschwindigkeit im getauchten Festbett-Reaktor (1 und 2) bei 15°C
- Tabelle 48. Häufigkeit der AO im Biofilm des Reaktors 1 in Abhängigkeit von der Temperatur und dem Salzgehalt (Versuchsreihe „hohe NH_4^+ -N-Belastung“)
- Tabelle 49. Häufigkeit der AO im Biofilm des Reaktors 2 in Abhängigkeit von der Temperatur und dem Salzgehalt (Versuchsreihe „hohe NH_4^+ -N-Belastung“)
- Tabelle 50. Häufigkeit der AO im Biofilm des Reaktors 1 in Abhängigkeit von der Temperatur (Versuchsreihe „niedrige NH_4^+ -N-Belastung“)
- Tabelle 51. Korrelation zwischen der Häufigkeit von *Nitrospira miscoviensis* (Ntspa1026) und dem NO_3^- -N-Bildungsgrad in den Reaktoren 1 und 2, bezogen auf die einzelnen Reaktoren, in Abhängigkeit von der Temperatur und dem NaCl-Gehalt während der Versuchsreihe „hohe NH_4^+ -N-Belastung“
- Tabelle 52. Häufigkeit von *Nitrospira spp.* (Ntspa662) und *Nitrobacter spp.* (NIT3) im Biofilm des Reaktors 1 in Abhängigkeit von der Temperatur (Versuchsreihe „niedrige NH_4^+ -N-Belastung“)
- Tabelle 53. Häufigkeit der ANAMMOX-Bakterien in Abhängigkeit von der Temperatur und dem NaCl-Gehalt im Reaktor 1 während der Versuchsreihe „hohe NH_4^+ -N-Belastung“
- Tabelle 54. Bilanz des N-Umsatzes bei hydraulischen Verweilzeiten von 9 und 41 Stunden und Betriebstemperaturen von 5 bis 35 °C im Reaktor 1; $B_A(\text{DOC}) = 4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+ \text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ (600 %-ige DWA-TKN-Last)

4. Bilderverzeichnis

- Bild 1. Hypothetische Struktur des Biofilms (Mushroom-Struktur) nach [COS-94] mit Eingabe der Stofftransportrichtung nach [LEW-03].
- Bild 2. Gliederung der Biofilmverfahren [ATV-03a].
- Bild 3. Schema des getauchten Festbett-Reaktors.
- Bild 4. Schema der getauchten Festbett-Anlage im Labormaßstab.
- Bilder 5a und 5b. Versuchsanlage aus getauchten Festbett-Reaktoren im Labormaßstab.
- Bild 6. Getauchter Festbett-Reaktor (Draufsicht).
- Bild 7. Beispielhafte Sauerstoff-Konzentrationsabnahme während der Bestimmung der *In-situ*-Atmungsaktivität im getauchten Festbett-Reaktor bei unveränderten Zulaufbedingungen.
- Bild 8. Batch-Reaktor zur Bestimmung der *Ex-situ*-Atmungsaktivität.
- Bild 9. Einfluss der Temperatur auf die DOC-Abbaugeschwindigkeit bei niedriger DOC- und NH_4^+ -N-Belastung (Reaktor 1: $B_A(\text{DOC}) = 0,9 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+ \text{-N}) = 0,13 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$).

- Bild 10. Einfluss der Temperatur auf die DOC-Abbaugeschwindigkeit im Reaktor 1 bei $B_A(\text{DOC})= 4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 0,54 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ (Wochen 0-12) und $1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ (Wochen 13-19).
- Bild 11. Einfluss der Temperatur auf die DOC-Abbaugeschwindigkeit im Reaktor 1 bei $B_A(\text{DOC})= 4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$.
- Bild 12. 9 %-ige TKN-Last nach DWA, Einfluss der Temperatur auf die NH_4^+-N -Abbaugeschwindigkeit bei niedriger NH_4^+-N - und niedriger DOC-Belastung (Reaktor 1: $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 0,13 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{DOC})= 0,9 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$).
- Bild 13. 200 %-ige TKN-Last nach DWA, Einfluss der Temperatur auf die NH_4^+-N -Abbaugeschwindigkeit bei mittlerer NH_4^+-N - und hoher DOC-Belastung (Reaktor 1: $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 0,54 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{DOC})= 4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$).
- Bild 14a. 600 %-ige TKN-Last nach DWA, Einfluss der Temperatur auf die NH_4^+-N -Abbaugeschwindigkeit bei hoher NH_4^+-N - und hoher DOC-Belastung (Reaktor 1: $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{DOC})= 4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$).
- Bild 14b. 600 %-ige TKN-Last nach DWA, Einfluss der Temperatur auf die NH_4^+-N -Abbaugeschwindigkeit bei hoher NH_4^+-N - und hoher DOC-Belastung (Reaktor 1: $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{DOC})= 4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$).
- Bild 15. NH_4^+-N -Abbaugeschwindigkeit als Funktion der NH_4^+-N -Flächenbelastung bei $5 \text{ }^\circ\text{C}$ im Reaktor 1 bei niedriger ($0,13 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$, 9 % DWA-Last) mittlerer ($0,54 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$, 200 % DWA Last) und hoher ($1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$, 600 % DWA Last) NH_4^+-N -Flächenbelastung; entsprechende DOC-Flächenbelastungen: $0,9 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$, $4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$.
- Bild 16. NH_4^+-N -Abbaugeschwindigkeit als Funktion der NH_4^+-N -Flächenbelastung bei $35 \text{ }^\circ\text{C}$ im Reaktor 1 bei niedriger ($0,13 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$, 9 % DWA-Last), mittlerer ($0,54 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$, 200 % DWA-Last) und hoher ($1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$, 600 % DWA-Last) NH_4^+-N -Flächenbelastung; entsprechende DOC-Flächenbelastungen: $0,9 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$, $4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$.
- Bild 17. Einfluss der Temperatur auf die NH_4^+-N -Abbaugeschwindigkeit bei $5 \text{ }^\circ\text{C}$ im Reaktor 2 ($B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})$ und $r_A(\text{NH}_4^+-\text{N})$, bezogen auf die Fläche des Reaktors 2).
- Bild 18. Einfluss der Temperatur auf die NH_4^+-N -Abbaugeschwindigkeit bei $15 \text{ }^\circ\text{C}$ im Reaktor 2 ($B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})$ und $r_A(\text{NH}_4^+-\text{N})$, bezogen auf die Fläche des Reaktors 2).
- Bild 19. Einfluss der Temperatur auf die NH_4^+-N -Abbaugeschwindigkeit bei $25 \text{ }^\circ\text{C}$ im Reaktor 2 ($B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})$ und $r_A(\text{NH}_4^+-\text{N})$, bezogen auf die Fläche des Reaktors 2).
- Bild 20. Einfluss der Temperatur auf die NH_4^+-N -Abbaugeschwindigkeit bei $25 \text{ }^\circ\text{C}$ im Reaktor 2 (Reaktor 1: BP, Reaktor 2: PE), ($B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})$ und $r_A(\text{NH}_4^+-\text{N})$, bezogen auf die Fläche des Reaktors 2).
- Bild 21. Einfluss der Temperatur auf die NH_4^+-N -Abbaugeschwindigkeit bei $35 \text{ }^\circ\text{C}$ im Reaktor 2 ($B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})$ und $r_A(\text{NH}_4^+-\text{N})$, bezogen auf die Fläche des Reaktors 2).
- Bild 22. NH_4^+-N -Abbaugrad im Reaktor 1 und in der Gesamtkaskade (Reaktoren 1+2) in Abhängigkeit von der Temperatur bei $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 0,85 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$, bezogen auf die Gesamtfläche der Kaskade.
- Bild 23. Bilanz des N-Umsatzes bei $5 \text{ }^\circ\text{C}$ in einer Zweireaktorkaskade bei $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 0,85 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{DOC})= 2,2 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$, bezogen auf die Gesamtfläche der Kaskade, Reaktoren 1+2: 86 %-ige TKN-Last nach DWA.
- Bild 24. Bilanz des N-Umsatzes bei $15 \text{ }^\circ\text{C}$ in einer Zweireaktorkaskade bei $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 0,85 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{DOC})= 2,2 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$, bezogen auf die Gesamtfläche der Kaskade, Reaktoren 1+2: 86 %-ige TKN-Last nach DWA.
- Bild 25. Bilanz des N-Umsatzes bei $25 \text{ }^\circ\text{C}$ in einer Zweireaktorkaskade bei $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 0,85 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{DOC})= 2,2 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$, bezogen auf die Gesamtfläche der Kaskade, Reaktoren 1+2: 86 %-ige TKN-Last nach DWA.

- Bild 26. Bilanz des N-Umsatzes bei 25 °C in einer Zweireaktorkaskade bei $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 0,85 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und $B_A(\text{DOC})= 2,2 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$, bezogen auf die Gesamtfläche der Kaskade, Reaktoren 1+2: 86 %-ige TKN-Last nach DWA.
- Bild 27. Bilanz des N-Umsatzes bei 35 °C in einer Zweireaktorkaskade bei $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 0,85 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und $B_A(\text{DOC})= 2,2 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$, bezogen auf die Gesamtfläche der Kaskade, Reaktoren 1+2: 86 %-ige TKN-Last nach DWA.
- Bild 28. Einfluss von 10 g/l NaCl im Modellabwasser auf die DOC-Abbaugeschwindigkeit bei $B_A(\text{DOC})= 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (85 % der DWA-BSB₅-Last).
- Bild 29. Einfluss von 10 g/l NaCl im Modellabwasser auf die NH_4^+-N -Abbaugeschwindigkeit bei $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und $B_A(\text{DOC})= 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (600 % der TKN-Last und 85 % der DWA-BSB₅-Last).
- Bild 30. Bilanz des N-Umsatzes im Reaktor 1 bei 5 °C mit und ohne Zugabe von 10 g/l NaCl zum Modellabwasser bei $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (600 %-ige DWA-TKN-Last) und $B_A(\text{DOC})= 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$.
- Bild 31. Bilanz des N-Umsatzes im Reaktor 1 bei 15 °C mit und ohne Zugabe von 10 g/l NaCl zum Modellabwasser bei $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (600 %-ige DWA-TKN-Last) und $B_A(\text{DOC})= 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$.
- Bild 32. Bilanz des N-Umsatzes im Reaktor 1 bei 25 °C mit und ohne Zugabe von 10 g/l NaCl zum Modellabwasser bei $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (600 %-ige DWA-TKN-Last) und $B_A(\text{DOC})= 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$.
- Bild 33. Bilanz des N-Umsatzes im Reaktor 1 bei 25 °C (BP) mit und ohne Zugabe von 10 g/l NaCl zum Modellabwasser bei $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (600 %-ige DWA-TKN-Last) und $B_A(\text{DOC})= 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$.
- Bild 34. Bilanz des N-Umsatzes im Reaktor 1 bei 35 °C mit und ohne Zugabe von 10 g/l NaCl zum Modellabwasser bei $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (600 %-ige DWA-TKN-Last) und $B_A(\text{DOC})= 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$.
- Bild 35. Bilanz des N-Umsatzes in den Reaktoren 1+2 bei 5 °C mit und ohne Zugabe von 10 g/l NaCl zum Modellabwasser bei $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 0,85 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (86 %-ige DWA-TKN-Last) und $B_A(\text{DOC})= 2,2 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$, bezogen auf die Gesamtfläche der Kaskade.
- Bild 36. Bilanz des N-Umsatzes in den Reaktoren 1+2 bei 15 °C mit und ohne Zugabe von 10 g/l NaCl zum Modellabwasser bei $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 0,85 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (86 %-ige DWA-TKN-Last) und $B_A(\text{DOC})= 2,2 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$, bezogen auf die Gesamtfläche der Kaskade.
- Bild 37. Bilanz des N-Umsatzes in den Reaktoren 1+2 bei 25 °C mit und ohne Zugabe von 10 g/l NaCl zum Modellabwasser bei $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 0,85 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (86 %-ige DWA-TKN-Last) und $B_A(\text{DOC})= 2,2 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$, bezogen auf die Gesamtfläche der Kaskade.
- Bild 38. Bilanz des N-Umsatzes in den Reaktoren 1+2 bei 25 °C (Reaktor 1: BP, Reaktor 2: PE) mit und ohne Zugabe von 10 g/l NaCl zum Modellabwasser bei $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 0,85 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (86 %-ige DWA-TKN-Last) und $B_A(\text{DOC})= 2,2 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$, bezogen auf die Gesamtfläche der Kaskade.
- Bild 39. Bilanz des N-Umsatzes in den Reaktoren 1+2 bei 35 °C mit und ohne Zugabe von 10 g/l NaCl zum Modellabwasser bei $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 0,85 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (86 %-ige DWA-TKN-Last) und $B_A(\text{DOC})= 2,2 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$, bezogen auf die Gesamtfläche der Kaskade.
- Bild 40. Einfluss von 20 g/l NaCl im Modellabwasser auf die DOC-Abbaugeschwindigkeit bei Temperaturen von 5 bis 35 °C und bei $B_A(\text{DOC})= 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (85 % der DWA-BSB₅-Auslegung) und $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$.
- Bild 41. Einfluss von 20 g/l NaCl im Modellabwasser auf die NH_4^+-N -Abbaugeschwindigkeit bei Temperaturen von 5 bis 35 °C und bei $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (600 %-ige DWA-TKN-Last) und $B_A(\text{DOC})= 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$.
- Bild 42. Bilanz des N-Umsatzes bei 5 °C im Reaktor 1 mit und ohne Zugabe von 20 g/l NaCl zum Modellabwasser bei $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (600 %-ige DWA-TKN-Last) und $B_A(\text{DOC})= 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$.

- Bild 43. Bilanz des N-Umsatzes bei 15 °C im Reaktor 1 mit und ohne Zugabe von 20 g/l NaCl zum Modellabwasser bei $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (600 %-ige DWA-TKN-Last) und $B_A(\text{DOC}) = 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$.
- Bild 44. Bilanz des N-Umsatzes bei 25 °C im Reaktor 1 mit und ohne Zugabe von 20 g/l NaCl zum Modellabwasser bei $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (600 %-ige DWA-TKN-Last) und $B_A(\text{DOC}) = 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$.
- Bild 45. Bilanz des N-Umsatzes bei 25 °C (BP-Aufwuchskörper) im Reaktor 1 mit und ohne Zugabe von 20 g/l NaCl zum Modellabwasser bei $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (600 %-ige DWA-TKN-Last) und $B_A(\text{DOC}) = 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$.
- Bild 46. Bilanz des N-Umsatzes bei 35 °C im Reaktor 1 mit und ohne Zugabe von 20 g/l NaCl zum Modellabwasser bei $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (600 %-ige DWA-TKN-Last) und $B_A(\text{DOC}) = 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$.
- Bild 47. Korrelation zwischen dem Sauerstoff-Verbrauch (für den C- und $\text{NH}_4^+\text{-N}$ -Abbau) und der *In-situ*-Atmungsaktivität bei Temperaturen von 5 bis 35 °C im Reaktor 1 bei $B_A(\text{CSB}) = 10,2 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$.
- Bild 48. Korrelation zwischen der *In-situ*-Atmungsaktivität und der gesamten TS-Konzentration (immobilisiert + suspendiert) bei Temperaturen von 5 bis 35 °C im Reaktor 1 während der Versuchsreihe „hohe $\text{NH}_4^+\text{-N}$ -Belastung“: $B_A(\text{CSB}) = 10,2 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$.
- Bild 49. Korrelation zwischen der endogenen Atmungsaktivität im Batch-Reaktor und der immobilisierten TS-Konzentration bei Temperaturen von 5 bis 35 °C während der Versuchsreihe „hohe $\text{NH}_4^+\text{-N}$ -Belastung“: $B_A(\text{CSB}) = 10,2 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$.
- Bild 50. Korrelation zwischen der C-Atmungsaktivität (im Batch-Reaktor) und der DOC-Abbaugeschwindigkeit (im getauchten Festbett-Reaktor) während der Versuchsreihe „hohe $\text{NH}_4^+\text{-N}$ -Belastung“: $B_A(\text{DOC}) = 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$, DOC-Belastung im Batch-Reaktor $B_A(\text{DOC})_{\text{BR}} = 42 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$, keine Zugabe von N-Quelle.
- Bild 51. Korrelation zwischen der N-Atmungsaktivität (im Batch-Reaktor) und der $\text{NH}_4^+\text{-N}$ -Abbaugeschwindigkeit (im getauchten Festbett-Reaktor) während der Versuchsreihe „hohe $\text{NH}_4^+\text{-N}$ -Belastung“: $B_A(\text{DOC}) = 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$, $\text{NH}_4^+\text{-N}$ -Belastung im Batch-Reaktor $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N})_{\text{BR}} = 17 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$, keine Zugabe von C-Quelle.
- Bilder 52a und 52b. Korrelation zwischen der AO-Häufigkeit, dem $\text{NH}_4^+\text{-N}$ -Abbaugrad und dem NaCl-Gehalt bei 15 °C (Reaktor 1, $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$).
- Bilder 53a und 53b. Korrelation zwischen der AO-Häufigkeit, dem $\text{NH}_4^+\text{-N}$ -Abbaugrad und dem NaCl-Gehalt bei 25 °C (Reaktor 1 (BP-Aufwuchskörper), $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$).
- Bilder 54a und 54b. Korrelation zwischen der AO-Häufigkeit, dem $\text{NH}_4^+\text{-N}$ -Abbaugrad und dem NaCl-Gehalt bei 35 °C (Reaktor 1, $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$).
- Bild 55. Bilanz des N-Umsatzes bei 25 °C in Abhängigkeit von der O_2 -Konzentration bei $B_A(\text{DOC}) = 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (600 %-ige DWA-TKN-Last).
- Bild 56. Bilanz des N-Umsatzes bei 25 °C in Abhängigkeit von dem Luftvolumenstrom bei $B_A(\text{DOC}) = 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und $B_A(\text{NH}_4^+\text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (600 %-ige DWA-TKN-Last).

5. Abkürzungsverzeichnis

ANAMMOX:	Anaerobe Ammonium-Oxidation
AO:	ammoniumoxidierende Bakterien
ATP:	Adenosintriphosphat
ATV DVWK:	Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall (alt)
BP:	Biopolymer
BSB:	Biochemischer Sauerstoffbedarf
BSB ₅ :	Biochemischer Sauerstoffbedarf in fünf Tagen
CLSM:	Confocal Laser Scanning Microscopy
CSB:	Chemischer Sauerstoffbedarf
C:N:P-Verhältnis:	Kohlenstoff : Stickstoff : Phosphor-Verhältnis
DIN:	Deutsches Institut für Normierung e. V.
DNS:	Desoxyribonukleinsäure
DOC:	der gelöste organisch gebundene Kohlenstoff
DWA:	Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall (neu)
EDTA:	Ethylendiamintetraacetat
EPS:	Extrazelluläre Polymere Substanzen
EW:	Einwohnerwerte
FA:	Formamid
FISH:	Fluoreszenz In Situ Hybridisierung
IC:	der anorganisch gebundene Kohlenstoff
k.A.:	keine Angaben
KN:	Kjeldahl-Stickstoff
NO:	nitritoxidierende Bakterien
NH ₄ ⁺ -N:	Ammonium-Stickstoff
NO ₂ ⁻ -N:	Nitrit-Stickstoff
NO ₃ ⁻ -N:	Nitrat-Stickstoff
org-N:	organisch gebundener Stickstoff
PA:	Polyamid
PB:	Phosphat Buffer (Phosphat-Puffer)
PBS:	Phosphat Buffer Saline (Phosphat-Salz-Puffer)
PE:	Polyethylen
PEG:	Polyethylenglykol
PFA:	Paraformaldehyd
PHB:	Polyhydroxybutyrat
PP:	Polypropylen
PS:	Polystyrol (Polystyren)
PU:	Polyurethan
PVDC:	Polyvinylidenchlorid
PVC:	Polyvinylchlorid
rRNS:	ribosomale Ribonukleinsäure
SBR:	Sequencing Batch Reactor
TDC:	der gesamte gelöste Kohlenstoff
TC:	der gesamte Kohlenstoff
TKN:	Total Kjeldahl-Stickstoff
TOC:	der gesamte organisch gebundene Kohlenstoff
XB:	Bestimmungsgrenze
XN:	Nachweisgrenze

6. Symbolverzeichnis

A_{Fb} :	Fläche des getauchten Festbett-Reaktors	m^2
$A_{\text{Fb}}(\text{BSB}_5)$:	Fläche des getauchten Festbett-Reaktors für den C-Abbau	m^2
$A_{\text{Fb}}(\text{TKN})$:	Fläche des getauchten Festbett-Reaktors für den TKN-Abbau	m^2
A^*_{Fb} :	spezifische Fläche des getauchten Festbett-Reaktors	m^2/m^3
A_{BR} :	Fläche der Aufwuchskörper im Batch-Reaktor	m^2
$B_{\text{A}}(\text{BSB}_5)$:	BSB_5 -Flächenbelastung	$\text{g}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$
$B_{\text{A}}(\text{CSB})$:	CSB-Flächenbelastung	$\text{g}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$
$B_{\text{A}}(\text{DOC})$:	DOC-Flächenbelastung	$\text{g}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$
$B_{\text{A}}(\text{DOC})_{\text{BR}}$:	DOC-Flächenbelastung im Batch-Reaktor	$\text{g}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$
$B_{\text{A}}(\text{NH}_4^+ \text{-N})$:	NH_4^+ -N-Flächenbelastung	$\text{g}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$
$B_{\text{A}}(\text{NH}_4^+ \text{-N})_{\text{BR}}$:	NH_4^+ -N-Flächenbelastung im Batch-Reaktor	$\text{g}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$
$B_{\text{A}}(\text{TKN})$:	TKN-Flächenbelastung	$\text{g}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$
$B_{\text{d}}(\text{BSB}_5)$:	tägliche BSB_5 -Fracht	g/d
$B_{\text{d}}(\text{TKN})$:	tägliche TKN-Fracht	g/d
$B_{\text{R}}(\text{BSB}_5)$:	BSB_5 -Raumbelastung	$\text{g}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$
$B_{\text{R}}(\text{CSB})$:	CSB -Raumbelastung	$\text{g}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$
$B_{\text{R}}(\text{NH}_4^+ \text{-N})$:	NH_4^+ -N-Raumbelastung	$\text{g}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$
$B_{\text{TS}}(\text{BSB}_5)$:	BSB_5 -Schlammbelastung	$\text{kg}/\text{kg} \cdot \text{d}$
$B_{\text{TS}}(\text{CSB})$:	CSB -Schlammbelastung	$\text{kg}/\text{kg} \cdot \text{d}$
c :	molare Konzentration	mol/l
c^{Ab} :	Substratkonzentration am Ablauf	g/l
c^{Zu} :	Substratkonzentration am Zulauf	g/l
$c(\text{CSB})$:	CSB-Konzentration	g/l
$c(\text{DOC})$:	DOC-Konzentration	g/l
$c(\text{Glukose})$:	Glukose-Konzentration	g/l
$c(\text{NH}_4^+ \text{-N})$:	NH_4^+ -N-Konzentration	g/l
$c(\text{NO}_2 \text{-N})$:	NO_2 -N-Konzentration	g/l
$c(\text{NO}_3 \text{-N})$:	NO_3 -N-Konzentration	g/l
$c(\text{NaCl})$:	NaCl-Konzentration	g/l
$c(\text{NH}_4\text{Cl})$:	Ammoniumchlorid-Konzentration	g/l
$c(\text{Cl}^-)$:	Cl^- -Konzentration	g/l
$c(\text{org-N})$:	org-N-Konzentration	g/l
$c(\text{O}_2)$:	Sauerstoff-Konzentration	g/l
$c(\text{FA})$:	Formamid-Konzentration	%
$c(\text{S})$:	Substrat-Konzentration	g/l
$c(\text{TS})$:	Trockensubstanz-Konzentration	g/l
$c(\text{TS})_{\text{gesamt}}$:	Konzentration an der gesamten Trockensubstanz	g/l
$c(\text{TS})_{\text{imm}}$:	Konzentration an der immobilisierten Trockensubstanz	g/l
$c(\text{TS})_{\text{susp}}$:	Konzentration an der suspendierten Trockensubstanz	g/l
$c(\text{X})$:	Biomasse-Konzentration	g/l
D :	Diffusionskoeffizient	m^2/s
$E(\text{NH}_4^+ \text{-N})$:	Umsatzgrad des Ammonium-N	%
$E(\text{NO}_2 \text{-N})$:	Umsatzgrad des Nitrit-N	%
$E(\text{NO}_3 \text{-N})$:	Umsatzgrad des Nitrat-N	%
$E(\text{org-N})$:	Umsatzgrad des organisch gebundenen N	%
i :	van 't Hoff-Faktor	
J :	Teilchenstromdichte	$\text{mol}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$
K_{S} :	Substratkonzentration bei halbmax. Geschwindigkeit	$\text{g}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$
$\dot{m}^{\text{Ab}}(\text{NH}_4^+ - \text{N})$:	Ammonium-N-Massenstrom am Ablauf	g/d
$\dot{m}^{\text{Ab}}(\text{NO}_2^- - \text{N})$:	Nitrit-N-Massenstrom am Ablauf	g/d
$\dot{m}^{\text{Ab}}(\text{NO}_3^- - \text{N})$:	Nitrat-N-Massenstrom am Ablauf	g/d
$\dot{m}^{\text{Ab}}(\text{org} - \text{N})$:	Massenstrom des organisch gebundenen N am Ablauf	g/d

$\dot{m}^{Zu}(NH_4^+ - N)$:	Ammonium-N-Massenstrom am Zulauf	g/d
$\dot{m}^{Zu}(NO_2^- - N)$:	Nitrit-N-Massenstrom am Zulauf	g/d
$\dot{m}^{Zu}(NO_3^- - N)$:	Nitrat-N-Massenstrom am Zulauf	g/d
$\dot{m}^{Zu}(org - N)$:	Massenstrom des organisch gebundenen N am Zulauf	g/d
$\dot{m}(elim - N)$:	Massenstrom des eliminierten Stickstoffs	g/d
n:	Anzahl der Platten / Anzahl der Messwerte (Anhang)	
Q:	Quotient	
$r_A(CSB)$:	CSB-Abbaugeschwindigkeit	$g/m^2 \cdot d$
$r_A(NH_4^+ - N)$:	Ammonium-N-Abbaugeschwindigkeit	$g/m^2 \cdot d$
$r_A(NO_2^- - N)$:	Nitrit-N-Bildungsgeschwindigkeit	$g/m^2 \cdot d$
$r_A(NO_3^- - N)$:	Nitrat-N-Bildungsgeschwindigkeit	$g/m^2 \cdot d$
$r_A(DOC)$:	DOC-Abbaugeschwindigkeit	$g/m^2 \cdot d$
$r_A(O)C$:	C-Atmungsaktivität	$g/m^2 \cdot d$
$r_A(O)end$:	endogene Atmungsaktivität	$g/m^2 \cdot d$
$r(O)In-situ$:	<i>In-situ</i> -Atmungsaktivität	$g/m^2 \cdot d$
$r(O)N$:	N-Atmungsaktivität	$g/m^2 \cdot d$
$r(S)$:	Abbaugeschwindigkeit des Substrates	$g/m^3 \cdot d$
r_1 und r_2 :	Reaktionsgeschwindigkeiten	$g/m^3 \cdot d$
R:	universelle Gaskonstante	bar.l/mol.K
s:	Standardabweichung	
t:	Zeit / Student-Faktor (Anhang)	h / d
t_V :	Verweilzeit	h
T:	Temperatur	°C / K
\dot{V}_{Luft} :	Luftvolumenstrom	l/h
\dot{V}_S :	Substratvolumenstrom	l/h
$\dot{V}_{Umwälz}$:	Volumenstrom der Umwälzpumpe	l/h
V_{BR} :	freies Volumen des Batch-Reaktors	l
V_{Fb} :	freies Volumen des getauchten Festbett-Reaktors	l
x:	das fragliche Ergebnis	
\bar{x} :	Mittelwert	
x_i :	Messwert i	
$x_{n\pm 1}$:	benachbarter Wert	
x_n :	Wert mit der größten Abweichung	
Y:	Ertragskoeffizient	g/g
μ_{max} :	maximale Wachstumsgeschwindigkeit	1/d
Π:	osmotischer Druck	bar
θ:	Temperaturkoeffizient	

7. Analysenwerte

1. Statistische Sicherheit der Analysenwerte

Im Rahmen der durchgeführten Versuche wurden die Ausreißerwerte, die Bestimmungsgrenze und die Standardabweichung wie folgt ermittelt.

1.1 Ausreißerwerte:

Die Ausreißerwerte von den im Rahmen des Standardanalysenprogramms gemessenen Konzentrationen wurden mit dem Q-Test nach Dixon [SAC-91] ermittelt (statistische Sicherheit 95 %).

$$\text{- für den kleinsten Wert: } Q = \frac{x_{n+1} - x}{x_n - x} \quad (1)$$

$$\text{- für den größten Wert: } Q = \frac{x - x_{n-1}}{x - x_n} \quad (2)$$

Q :	Quotient
x :	das fragliche Ergebnis
$x_{n\pm 1}$:	benachbarter Wert
x_n :	Wert mit der größten Abweichung

Wenn der berechnete Quotient (Q) größer als den kritischen Wert (angegeben in [SAC-91]) war, dann wurde das fragliche Ergebnis als Ausreißer betrachtet. Die Ausreißer-Werte werden in den Tabellen mit den Analysenwerten mit „A“ gekennzeichnet und werden bei der weiteren Betrachtung der Resultate ausgeschlossen.

1.2 Standardabweichung:

Die Standardabweichung wurde im Rahmen der analytischen Messung für jeden Parameter, innerhalb des experimentellen Programms, während der Versuchsreihe „mittlere NH_4^+ -N-Belastung“ ermittelt. Meistens wurde die Standardabweichung für zwei Konzentrationsbereiche, die typisch für die eigenen Proben waren, bestimmt. Für Nitrit und Nitrat wurde dies nur in dem geringeren Konzentrationsbereich gemacht, da zu dem Zeitpunkt keine höhere Nitrit- und Nitrat-Konzentrationen auftraten.

$$s = \sqrt{\frac{1}{n-1} \sum_{i=1}^n (x_i - \bar{x})^2} \quad (3)$$

s :	Standardabweichung
t :	Student-Faktor, $t = 2,262$ bei Freiheitsgrade $(n-1) = 9$ und statistischer Sicherheit 95 %
n :	Anzahl der Messwerte, $n = 10$
x_i :	Messwert i
\bar{x} :	Mittelwert

In der Tabelle A sind die berechneten Standardabweichungen für die jeweiligen Parameter aufgeführt.

Tabelle A: Standardabweichungen

Parameter	Mittelwert \bar{x} , mg/l	Standardabweichung s, mg/l
DOC	1300	± 8,0
	15	± 2,0
CSB*	3000	± 95
	300	± 30
NH ₄ ⁺ -N	200	± 4,0
	15	± 0,8
NO ₂ ⁻ -N	5	± 0,1
NO ₃ ⁻ -N	5	± 0,1
susp. Protein	11	± 2,0
	500	± 50

*Bestimmt bei Konzentrationswerten, gewonnen von Proben mit Biomasse.

1.3 Bestimmungsgrenze:

Die Bestimmungsgrenze wurde auf Grund einer Schnellschätzung mit Hilfe der Nachweisgrenze (s. DIN 32645) ermittelt.

$$XB = 3 \cdot XN \quad (4)$$

XB: Bestimmungsgrenze

XN: Nachweisgrenze

In der Tabelle B sind die die Nachweisgrenzen und die berechneten Bestimmungsgrenzen der angewandten Methoden zusammengestellt.

Tabelle B: Nachweisgrenze und berechnete Bestimmungsgrenze

Parameter	XN, mg/l	Quelle	XB, mg/l
DOC	0,05	DIN EN 1484	~ 0,2
CSB	15	DIN 38409/H41	45
NH ₄ ⁺ -N	0,07	[HÖL-86]	0,2
NO ₂ ⁻ -N	0,01	DIN EN 26777	0,03
NO ₃ ⁻ -N	0,5	DIN 38405/D9/1	1,5

2. Darstellung der Analysenwerte während des „Gleichgewichtszustandes“

- Die in den vorliegenden Tabellen mit grauer Farbe gekennzeichneten Daten stellen den jeweiligen „Gleichgewichtszustand“ dar. Eine ausführliche Erläuterung der Vorgehensweise ist im Kapitel 3.11 aufgeführt.
- „A“ steht für Ausreißerwerte nach dem Q-Test nach Dixon (s. Punkt 1.1).

Versuchsreihe „niedrige NH₄⁺-N-Belastung“

Tabelle A.1 DOC-Konzentration am Zulauf und am Ablauf des Reaktors 1

Woche	Reaktor 1: DOC-Konzentration (mg/l)				
	Zulauf alle	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25°C (BP)	Ablauf 35 °C
0	355	33	40	38	30
1	360	135	8	48	9
2	360	16	6	13	2
3	420	23	5	7	< 0,2
4	400	21	8	13	6
5	420	26	10	20	6
6	420	18	3	18	3
7	440	10	33	4	< 0,2
8	370	38	11	62	< 0,2
9	425	30	2	11	< 0,2
11	395	8	< 0,2	7	6
13	410	15	< 0,2	6	6
14	380	30	4	10	< 0,2
15	430	18	6	12	7
16	420	12	4	10	4
17	380	11	6*	16	4
18	410	18	5*	12	9
20	350	26		11	23
21	385*	25*		14*	11*
22	420*	25*		23*	24*

*: nach der Entfernung der suspendierten Biomasse

Tabelle A.2 NH₄⁺-N-Konzentration am Zulauf und am Ablauf des Reaktors 1

Woche	Reaktor 1: NH ₄ ⁺ -N-Konzentration, mg/l				
	Zulauf alle	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25°C (BP)	Ablauf 35°C
0	57	12	33	14	< 0,2
1	55	12	35	2	< 0,2
2	55	13	26	< 0,2	< 0,2
3	56	22	30	7	< 0,2
4	55	15	26	< 0,2	< 0,2
5	56	13	26	< 0,2	< 0,2
6	56	14	< 0,2	< 0,2	< 0,2
7	61	13	< 0,2	A 2	< 0,2
8	57	14	< 0,2	< 0,2	< 0,2
9	56	17	< 0,2	A 2	< 0,2
11	58	34	A 4	< 0,2	< 0,2
13	58	10	< 0,2	< 0,2	< 0,2
14	56	3	< 0,2	< 0,2	< 0,2
15	58	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2
16	55	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2
17	58	2	< 0,2*	< 0,2	< 0,2
18	55	2	< 0,2*	< 0,2	< 0,2
20	59	2		< 0,2	< 0,2
21	57*	4*		2*	< 0,2*
22	60*	3*		< 0,2*	< 0,2*

*: nach der Entfernung der suspendierten Biomasse

Versuchsreihe „niedrige NH₄⁺-N-Belastung“

Tabelle A.3 NO₂⁻-N-Konzentration am Zulauf und am Ablauf des Reaktors 1

Reaktor 1: NO ₂ ⁻ -N-Konzentration, mg/l					
Woche	Zulauf alle	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C (BP)	Ablauf 35 °C
0	< 0,03	< 0,03	< 0,03	< 0,03	32
1	< 0,03	0,2	< 0,03	1	14
2	< 0,03	0,2	0,3	0,1	6
3	< 0,03	< 0,03	3	0,1	< 0,03
4	< 0,03	0,3	0,3	< 0,03	< 0,03
5	< 0,03	0,4	6	0,4	< 0,03
6	< 0,03	1	7	A 0,2	< 0,03
7	< 0,03	1	10	< 0,03	< 0,03
8	< 0,03	1	A 1	< 0,03	< 0,03
9	< 0,03	1	0,3	< 0,03	< 0,03
11	< 0,03	2	0,1	< 0,03	< 0,03
13	< 0,03	< 0,03	< 0,03	< 0,03	< 0,03
14	< 0,03	A < 0,03	< 0,03	< 0,03	< 0,03
15	< 0,03	1	< 0,03	< 0,03	< 0,03
16	< 0,03	A < 0,03	< 0,03	< 0,03	< 0,03
17	< 0,03	1	< 0,03*	< 0,03	< 0,03
18	< 0,03	1	< 0,03*	< 0,03	< 0,03
20	< 0,03	1		< 0,03	< 0,03
21	< 0,03*	0,4*		< 0,03*	< 0,03*
22	< 0,03*	0,3*		< 0,03*	< 0,03*

*: nach der Entfernung der suspendierten Biomasse

Tabelle A.4 NO₃⁻-N-Konzentration am Zulauf und am Ablauf des Reaktors 1

Reaktor 1: NO ₃ ⁻ -N-Konzentration, mg/l					
Woche	Zulauf alle	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C (BP)	Ablauf 35 °C
0	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5
1	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5
2	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5
3	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	11
4	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	12
5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	15
6	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	12
7	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	8
8	< 1,5	< 1,5	9	< 1,5	13
9	< 1,5	< 1,5	8	< 1,5	11
11	< 1,5	< 1,5	2	< 1,5	5
13	< 1,5	< 1,5	7	< 1,5	9
14	< 1,5	< 1,5	5	< 1,5	12
15	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	8
16	< 1,5	< 1,5	4	< 1,5	10
17	< 1,5	< 1,5	3*	< 1,5	6
18	< 1,5	< 1,5	4*	A 0,3	7
20	< 1,5	< 1,5		< 1,5	8
21	< 1,5*	< 1,5*		< 1,5*	11*
22	< 1,5*	< 1,5*		< 1,5*	6*

*: nach der Entfernung der suspendierten Biomasse

Versuchsreihe „niedrige NH₄⁺-N-Belastung“

Tabelle A.5 Konzentration an suspendiertem Protein am Zulauf und am Ablauf des Reaktors 1

Konzentration an suspendiertes Protein, mg/l					
Woche	Zulauf alle	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablau 25 °C (BP)	Ablauf 35 °C
0	45	50	242	183	105
1	66	177	28	189	129
2	85	46	206	379	88
3	87	450	503	414	165
4	< 10	147	313	367	10
5	48	212	165	800	34
6	61	260	284	10	A 147
7	67	200	343	283	70
8	48	195	159	266	10
9	64	70	788	462	16
11	95	165	865	836	52
13	87	420	130	456	22
14	69	575	467	420	23
15	87	160	566	337	10
16	98	340	778*	338	12
17	76	590	< 10*	490	< 10
18	88	420	< 10*	607	10
20	78	475		776	11
21	64*	< 10*		< 10*	< 10*
22	64*	< 10*		< 10*	< 10*

*: nach der Entfernung der suspendierten Biomasse

Versuchsreihe „mittlere NH₄⁺-N-Belastung“

Tabelle B.1 DOC-Konzentration am Zulauf und am Ablauf des Reaktors 1

Reaktor 1: DOC-Konzentration, mg/l						
Woche	Zulauf alle	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (BP)	Ablauf 35 °C
0	1100	730	300	7	36	34
1	1099	250	67	338	43	42
2	1065	29	52	9	8	37
4	1285	33	15	4	15	13
5	1130	63	24	< 0,2	47	7
6	1202	79	70	69	35	28
7	1338	76	16	6	12	34
8	1448	82	39	19	11	49
9	1329	74	12	< 0,2	< 0,2	< 0,2
10	1357	154	19	< 0,2	< 0,2	34
11	1301	87	49	10	21	17
12	1380	87	< 0,2	< 0,2	< 0,2	98

Tabelle B.2 NH₄⁺-N-Konzentration am Zulauf und am Ablauf des Reaktors 1

Reaktor 1: NH ₄ ⁺ -N-Konzentration, mg/l						
Woche	Zulauf alle	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (BP)	Ablauf 35 °C
0	142	112	35	15	12	19
1	137	77	64	64	42	< 0,2
2	145	65	54	54	42	10
4	167	85	13	19	30	29
5	154	69	50	6	8	< 0,2
6	158	75	75	4	15	4
7	158	77	15	< 0,2	< 0,2	< 0,2
8	157	58	29	< 0,2	18	A 6
9	154	84	47	< 0,2	23	< 0,2
10	169	A 112	69	< 0,2	12	< 0,2
11	150	92	65	A 4	4	< 0,2
12	173	69	69	< 0,2	12	< 0,2

Tabelle B.3 NO₂⁻-N-Konzentration am Zulauf und am Ablauf des Reaktors 1

Reaktor 1: NO ₂ ⁻ -N-Konzentration, mg/l						
Woche	Zulauf alle	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (BP)	Ablauf 35 °C
0	< 0,03	0,1	< 0,03	6	< 0,03	1
1	0,1	0,2	< 0,03	7	1	16
2	< 0,03	0,1	4	6	1	15
4	0,1	0,1	1	2	2	5
5	< 0,03	0,1	1	6	5	7
6	0,03	0,03	< 0,03	11	5	3
7	< 0,03	< 0,03	1	25	2	1
8	0,04	A 0,2	< 0,03	17	5	3
9	< 0,03	< 0,03	< 0,03	14	4	< 0,03
10	< 0,03	0,1	1	17	6	2
11	0,1	0,1	5	25	< 0,03	1
12	0,1	0,1	4	23	< 0,03	6

Versuchsreihe „mittlere NH₄⁺-N-Belastung“

Tabelle B.4 NO₃⁻-N-Konzentration am Zulauf und am Ablauf des Reaktors 1

NO ₃ ⁻ -N-Konzentration, mg/l						
Woche	Zulauf alle	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (BP)	Ablauf 35 °C
0	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5
1	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	5
2	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	13
4	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	29
5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	2	3
6	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	1
7	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	1,7	26
8	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	31
9	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	20
10	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	32
11	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	5
12	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	9

Tabelle B.5 Konzentration an suspendiertem Protein am Zulauf und am Ablauf des Reaktors 1

Konzentration an suspendiertes Protein, mg/l						
Woche	Zulauf alle	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (BP)	Ablauf 35 °C
0	-	-	-	-	-	-
1	< 10	440	770	250	620	450
2	50	400	500	350	1060	400
4	13	189	200	414	433	464
5	70	360	440	300	625	300
6	10	180	290	260	270	190
7	50	245	490	240	500	465
8	110	880	380	390	610	635
9	70	605	495	110	385	550
10	33	560	560	270	320	310
11	50	380	320	220	680	280
12	44	580	230	260	300	360

Versuchsreihe „hohe NH₄⁺-N-Belastung“

Tabelle C.1.1 DOC-Konzentration am Zulauf und am Ablauf des Reaktors 1

Reaktor 1: DOC-Konzentration mg/l						
Woche	Zulauf alle	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (BP)	Ablauf 35 °C
0	1316	140	63	60	46	68
1	1220	116	122	115	80	170
2	1280	83	150	96	79	137
3	1367	123	147	24	83	230
4	1301	117	155	29	35	78
5	1359	88	113	47	53	104
6	1275	54	79	53	35	132

Tabelle C.1.2 DOC-Konzentration am Zulauf und am Ablauf des Reaktors 1 (Kaskadebauweise)

Reaktor 1: DOC-Konzentration mg/l						
Woche	Zulauf alle	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (BP)	Ablauf 35 °C
0	1366	63	38	48	73	24
1	1306	91	31	24	16	32
2	1252	61	32	25	21	21
3	1472	69	20	16	22	20
4	1184	46	25	11	14	16
5	1241	37	15	6	10	7
6	1212	44	13	8	9	22
7	1086	50	14	10	< 0,2	11
8	1137	51	< 0,2	7	8	7
9	948	21	10	7	7	17
10	1096	38	22	5	5	8
11	1045	27	11	7	6	11
12	1200	63	23	12	21	16
13	1336	89	16	19	19	55
14	1146	6	46	65	20	64
15	1063	35	11	15	12	17
16	1124	48	29	13	15	33
17	1005	28	13	7	12	47
19	1026	27	35	9	19	35

Versuchsreihe „hohe NH₄⁺-N-Belastung“

Tabelle C.1.3 DOC-Konzentration am Ablauf des Reaktors 2 (Kaskadabauweise)

Reaktor 2: DOC-Konzentration mg/l					
Woche	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (R1-BP)	Ablauf 35 °C
0	-	-	-	-	-
1	-	-	-	-	-
2	24	31	20	17	36
3	14	19	12	13	< 0,2
4	12	16	14	11	26
5	8	14	6	7	< 0,2
6	4	12	10	10	22
7	< 0,2	< 0,2	8	7	11
8	12	16	14	11	26
9	8	8	6	7	23
10	7	12	14	< 0,2	14
11	8	23	6	7	10
12	10	14	6	8	14
13	18	17	5	6	34
14	23	26	15	7	52
15	57	11	7	8	21
16	16	14	10	11	44
17	16	74	5	10	47
19	16	16	6	12	39

Tabelle C.2 CSB(gelöst)-Konzentration am Zulauf und am Ablauf des Reaktors 1

Reaktor 1: CSB(gelöst)-Konzentration, mg/l						
Woche	Zulauf alle	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (BP)	Ablauf 35 °C
0	3072	130	57	115	62	< 45
1	2928	158	45	102	71	-
2	3168	178	< 45	88	140	< 45
3	2544	110	88	< 45	72	59
4	3024	182	274	88	89	< 45
5	2688	67	< 45	< 45	< 45	80
6	3072	96	81	< 45	45	< 45
7	3072	134	57	< 45	< 45	< 45
8	2208	< 45	< 45	< 45	< 45	60
9	2400	48	58	< 45	< 45	< 45
10	2784	91	< 45	< 45	89	47
11	2832	101	< 45	64	46	104
12	2928	106	86	< 45	96	< 45
13	2640	225	135	143	< 45	179
14	2688	168	66	46	59	53
15	2592	115	77	< 45	51	< 45
16	2256	154	98	55	75	100
17	3216	197	116	51	73	118
19	3120	134	72	< 45	< 45	< 45

Versuchsreihe „hohe NH₄⁺-N-Belastung“

Tabelle C.3.1 NH₄⁺-N-Konzentration am Zulauf und am Ablauf des Reaktors 1

Reaktor 1: NH ₄ ⁺ -N-Konzentration, mg/l						
Woche	Zulauf alle	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (BP)	Ablauf 35 °C
0	477	462	377	239	331	119
1	463	425	308	85	89	58
2	501	415	216	63	142	39
3	542	403	233	18	149	47
4	422	318	243	121	206	35
5	444	331	234	140	169	68
6	468	346	310	36	29	61

Tabelle C.3.2 NH₄⁺-N-Konzentration am Zulauf und am Ablauf des Reaktors 1 (Kaskadebauweise)

Reaktor 1: NH ₄ ⁺ -N-Konzentration, mg/l						
Woche	Zulauf alle	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (BP)	Ablauf 35 °C
0	447	356	123	58	169	226
1	477	434	82	23	110	166
2	510	433	104	8	62	86
3	493	416	108	80	88	79
4	431	400	75	9	55	51
5	477	166	60	42	26	19
6	508	217	96	89	67	59
7	508	200	81	54	19	65
8	431	156	82	42	17	32
9	447	204	96	58	45	29
10	484	132	102	47	14	32
11	442	217	133	39	51	7
12	455	228	150	63	50	18
13	485	153	149	20	42	8
14	512	281	133	40	24	57
15	455	232	80	19	12	44
16	500	235	134	71	14	51
17	521	238	141	39	9	88
19	493	248	149	50	48	36

Versuchsreihe „hohe NH₄⁺-N-Belastung“

Tabelle C.3.3 NH₄⁺-N-Konzentration am Ablauf des Reaktors 2 (Kaskadebauweise)

Reaktor 2: NH ₄ ⁺ -N-Konzentration, mg/l					
Woche	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (R1-BP)	Ablauf 35 °C
0	-	-	-	-	-
1	-	-	-	-	-
2	411	75	4	3	55
3	345	91	< 0,2	44	90
4	227	68	4	2	89
5	209	39	3	1	18
6	143	53	24	9	42
7	208	62	10	2	35
8	159	39	A 49	9	12
9	225	42	12	14	18
10	103	21	8	1	6
11	207	46	19	1	11
12	223	75	16	A 28	22
13	240	18	1	2	1
14	336	67	11	3	18
15	243	18	9	1	8
16	244	32	26	3	39
17	260	47	17	2	63
19	245	33	31	3	35

Versuchsreihe „hohe NH₄⁺-N-Belastung“

Tabelle C.4.1 NO₂⁻-N-Konzentration am Zulauf und am Ablauf des Reaktors 1

Reaktor 1: NO ₂ ⁻ -N-Konzentration, mg/l						
Woche	Zulauf alle	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (BP)	Ablauf 35 °C
0	0,1	0,1	0,1	13	1	52
1	0,1	0,1	12	47	10	177
2	0,2	0,2	32	66	10	206
3	< 0,03	0,2	3	73	9	126
4	< 0,03	0,1	7	10	12	181
5	0,1	0,1	2	23	7	167
6	< 0,03	0,4	6	13	61	175

Tabelle C.4.2 NO₂⁻-N-Konzentration am Zulauf und am Ablauf des Reaktors 1 (Kaskadebauweise)

Reaktor 1: NO ₂ ⁻ -N-Konzentration, mg/l						
Woche	Zulauf alle	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (BP)	Ablauf 35 °C
0	0,1	0,1	115	25	1	182
1	< 0,03	< 0,03	184	44	21	263
2	0,1	< 0,03	155	15	23	243
3	0,1	0,1	240	11	7	228
4	< 0,03	< 0,03	180	46	4	193
5	< 0,03	< 0,03	33	7	6	79
6	< 0,03	< 0,03	3	< 0,03	2	71
7	0,1	0,1	0,50	14	6	17
8	< 0,03	< 0,03	0,30	38	8	50
9	0,1	< 0,1	2	25	1	68
10	0,1	< 0,03	< 0,03	1	5	32
11	0,3	< 0,03	9	63	2	54
12	< 0,03	< 0,03	24	19	A 35	6
13	< 0,03	0,1	21	95	4	68
14	0,1	0,2	4	63	5	85
15	< 0,03	0,1	18	43	11	98
16	< 0,03	0,1	4	84	10	83
17	< 0,03	< 0,03	23	72	14	120
19	< 0,03	0,1	3	63	12	67

Versuchsreihe „hohe NH₄⁺-N-Belastung“

Tabelle C.4.3 NO₂⁻-N-Konzentration am Ablauf des Reaktors 2 (Kaskadebauweise)

Reaktor 1: NO ₂ ⁻ -N-Konzentration, mg/l					
Woche	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (R1-BP)	Ablauf 35 °C
0	-	-	-	-	-
1	-	-	-	-	-
2	< 0,03	154	< 0,03	< 0,03	285
3	< 0,03	210	< 0,03	< 0,03	2
4	14	155	< 0,03	< 0,03	5
5	6	72	< 0,03	< 0,03	3
6	5	88	< 0,03	< 0,03	2
7	5	60	< 0,03	< 0,03	4
8	5	46	< 0,03	< 0,03	< 0,03
9	< 0,03	38	< 0,03	< 0,03	< 0,03
10	< 0,03	4	< 0,03	< 0,03	< 0,03
11	< 0,03	83	< 0,03	A 7	< 0,03
12	< 0,03	96	2	3	< 0,03
13	3	86	< 0,03	< 0,03	< 0,03
14	4	89	< 0,03	< 0,03	< 0,03
15	< 0,03	72	< 0,03	< 0,03	< 0,03
16	< 0,03	71	< 0,03	< 0,03	< 0,03
17	4	9	< 0,03	< 0,03	< 0,03
19	3	52	< 0,03	< 0,03	< 0,03

Tabelle C.5.1 NO₃⁻-N-Konzentration am Zulauf und am Ablauf des Reaktors 1

Reaktor 1: NO ₃ ⁻ -N-Konzentration, mg/l						
Woche	Zulauf alle	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (BP)	Ablauf 35 °C
0	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5
1	< 1,5	< 1,5	< 1,5	4	< 1,5	2
2	< 1,5	< 1,5	< 1,5	5	< 1,5	5
3	< 1,5	< 1,5	< 1,5	6	< 1,5	5
4	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	15
5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	2
6	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	4

Versuchsreihe „hohe NH₄⁺-N-Belastung“

Tabelle C.5.2 NO₃⁻-N-Konzentration am Zulauf und am Ablauf des Reaktors 1 (Kaskadebauweise)

Reaktor 1: NO ₃ ⁻ -N-Konzentration, mg/l						
Woche	Zulauf alle	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (BP)	Ablauf 35 °C
0	< 1,5	2	4	2	2	7
1	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5
2	< 1,5	< 1,5	11	5	2	5
3	2	2	26	6	7	28
4	< 1,5	< 1,5	46	5	3	44
5	< 1,5	< 1,5	8	10	7	9
6	< 1,5	< 1,5	2	< 1,5	2	3
7	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5
8	< 1,5	< 1,5	< 1,5	3	< 1,5	49
9	< 1,5	< 1,5	< 1,5	3	3	7
10	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	2
11	< 1,5	< 1,5	7	3	A 43	36
12	< 1,5	< 1,5	7	< 1,5	2	102
13	< 1,5	2	6	12	< 1,5	36
14	< 1,5	< 1,5	7	4	2	25
15	< 1,5	< 1,5	2	7	< 1,5	43
16	< 1,5	2	8	< 1,5	4	53
17	< 1,5	< 1,5	11	17	2	80
19	< 1,5	< 1,5	< 1,5	6	< 1,5	65

Tabelle C.5.3 NO₃⁻-N-Konzentration am Ablauf des Reaktors 2 (Kaskadebauweise)

Reaktor 2: NO ₃ ⁻ -N-Konzentration, mg/l					
Woche	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (R1-BP)	Ablauf 35 °C
0	-	-	-	-	-
1	-	-	-	-	-
2	< 1,5	30	12	13	35
3	2	46	35	15	52
4	6	12	50	50	50
5	< 1,5	3	107	89	141
6	< 1,5	3	99	57	117
7	< 1,5	5	90	56	111
8	< 1,5	11	117	110	127
9	< 1,5	4	67	36	55
10	< 1,5	6	158	129	133
11	< 1,5	18	147	73	144
12	< 1,5	6	216	99	155
13	< 1,5	3	184	12	191
14	< 1,5	28	141	49	165
15	A 4	9	90	45	199
16	2	67	157	49	A 315
17	< 1,5	74	162	88	146
19	< 1,5	91	143	70	117

Versuchsreihe „hohe NH₄⁺-N-Belastung“

Tabelle C.6.1 Konzentration an suspendiertem Protein am Zulauf und am Ablauf des Reaktors 1

Reaktor 1: Konzentration an suspendiertes Protein, mg/l						
Woche	Zulauf alle	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (BP)	Ablauf 35 °C
0	90	440	390	230	830	160
1	50	456	405	336	531	469
2	75	428	397	339	222	178
3	178	753	757	277	941	469
4	127	338	545	284	353	220
5	155	430	638	268	373	627
6	104	593	334	186	849	524

Tabelle C.6.2 Konzentration an suspendiertem Protein am Zulauf und am Ablauf des Reaktors 1 (Kaskadebauweise)

Reaktor 1: Konzentration an suspendiertes Protein, mg/l						
Woche	Zulauf alle	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (BP)	Ablauf 35 °C
0	62	452	159	178	215	175
1	85	595	60	210	360	50
2	51	241	380	168	334	103
3	13	713	89	186	51	188
4	90	350	90	325	55	186
5	67	300	40	100	102	25
6	149	769	177	437	262	281
7	-	462	339	515	319	367
8	35	220	90	89	222	142
9	210	288	319	399	270	141
10	33	285	297	171	345	508
11	55	661	359	280	623	187
12	47	85	80	128	145	86
13	177	312	660	493	483	155
14	20	296	512	235	277	339
15	32	356	348	83	325	233
16	106	223	186	666	149	167
17	27	339	641	379	664	246
19	62	452	159	178	215	175

Versuchsreihe „hohe NH₄⁺-N-Belastung“

Tabelle C.6.3 Konzentration an suspendiertem Protein am Ablauf des Reaktors 2 (Kaskadabauweise)

Reaktor 2: Konzentration an suspendiertes Protein, mg/l					
Woche	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (R1-BP)	Ablauf 35 °C
0	-	-	-	-	-
1	-	-	-	-	-
2	557	67	29	172	58
3	618	152	143	155	30
4	493	42	128	64	111
5	650	103	302	164	36
6	565	143	106	198	172
7	395	-	119	175	89
8	486	121	294	42	46
9	554	418	231	148	23
10	257	287	264	126	14
11	385	369	197	170	A 913
12	103	91	140	159	115
13	83	313	383	297	A 466
14	309	284	348	260	222
15	68	275	498	441	114
16	109	546	563	398	145
17	334	-	276	665	69
19	265	412	317	483	198

Tabelle C.7.1 Kjeldahl-N-Konzentration am Zulauf und am Ablauf des Reaktors 1 (Kaskadabauweise)

Reaktor 1: Kjeldahl-N-Konzentration, mg/l						
Woche	Zulauf alle	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (BP)	Ablauf 35 °C
5	606	232	303	232	178	71
7	570	285	303	214	214	125
9	570	321	187	133	169	54
11	294	312	196	143	143	80
13	606	321	294	99	89	36
14	544	422	220	-	-	95
15	522	261	113	42	42	77
16	535	285	220	172	59	65
17	481	333	220	71	65	107
19	588	613	426	157	248	99

Für Wochen 0-4, 6, 8, 10, 12 stehen keine Daten zur Verfügung.

Versuchsreihe „hohe NH₄⁺-N-Belastung“ mit der Zugabe von 10 g/l NaCl zum Modellabwasser

Tabelle D.1.1 DOC-Konzentration am Zulauf und am Ablauf des Reaktors 1

Reaktor 1: DOC-Konzentration, mg/l						
Woche	Zulauf alle	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (BP)	Ablauf 35 °C
0	1180	30	14	9	31	36
1	1093	38	30	14	69	36
2	1191	48	19	12	30	30
4	791	27	15	13	27	48
6	1026	25	13	10	13	21
7	1124	40	20	29	11	28
8	839	23	20	28	12	30
9	1088	25	27	23	14	34
10	1389	31	12	34	19	40
11	1171	37	20	18	10	31

Tabelle D.1.2 DOC-Konzentration am Ablauf des Reaktors 2

Reaktor 2: DOC-Konzentration, mg/l					
Woche	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (R1-BP)	Ablauf 35 °C
0	18	9	8	10	24
1	28	21	11	13	27
2	27	12	9	12	40
4	7	11	9	12	30
6	20	8	5	7	29
7	10	11	13	6	22
8	16	13	5	9	25
9	18	31	8	11	30
10	15	6	8	9	38
11	15	10	13	14	31

Tabelle D.2 CSB(gelöst)-Konzentration am Zulauf und am Ablauf des Reaktors 1

Reaktor 1: CBC(gelöst)-Konzentration, mg/l						
Woche	Zulauf alle	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (BP)	Ablauf 35 °C
0	-	-	-	-	-	-
1	2928	355	168	45	254	110
2	2736	173	114	113	90	376
4	3168	96	48	< 45	78	305
6	3264	149	389	92	159	172
7	3936	240	114	172	134	141
8	3984	163	149	172	108	278
9	4704	250	125	202	149	210
10	3936	187	148	115	111	< 45
11	3684	293	178	171	158	80

Versuchsreihe „hohe NH₄⁺-N-Belastung“ mit der Zugabe von 10 g/l NaCl zum Modellabwasser

Tabelle D.3.1 NH₄⁺-N-Konzentration am Zulauf und am Ablauf des Reaktors 1

Reaktor 1: NH ₄ ⁺ -N-Konzentration, mg/l						
Woche	Zulauf alle	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (BP)	Ablauf 35 °C
0	480	328	145	35	117	53
1	486	240	249	12	193	53
2	477	229	165	47	223	60
4	461	347	201	81	214	78
6	457	222	156	39	72	70
7	517	258	191	61	30	78
8	493	382	174	20	91	45
9	490	232	201	55	127	53
10	465	273	200	75	91	35
11	-	-	-	-	-	-

Tabelle D.3.2 NH₄⁺-N-Konzentration am Ablauf des Reaktors 2

Reaktor 2: NH ₄ ⁺ -N-Konzentration, mg/l					
Woche	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (R1-BP)	Ablauf 35 °C
0	380	50	7	17	42
1	199	43	1	29	21
2	185	62	5	68	42
4	296	75	2	8	38
6	111	49	2	20	52
7	219	51	6	0,3	42
8	246	70	2	1	42
9	263	54	2	11	30
10	266	10	4	17	24
11	285	61	5	37	37

Tabelle D.4.1 NO₂⁻-N-Konzentration am Zulauf und am Ablauf des Reaktors 1

Reaktor 1: NO ₂ ⁻ -N-Konzentration, mg/l						
Woche	Zulauf alle	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (BP)	Ablauf 35 °C
0	< 0,03	1	1	46	1	50
1	0,1	< 0,03	1	44	< 0,03	91
2	0,2	< 0,03	4	14	5	88
4	0,1	0,1	1	6	1	52
6	0,1	< 0,03	0,2	7	3	97
7	0,1	< 0,03	0,2	7	3	88
8	< 0,03	< 0,03	0,8	0,5	5	102
9	< 0,03	< 0,03	0,2	1	1	120
10	0,2	< 0,03	0,2	< 0,03	0,3	67
11	< 0,03	< 0,03	0,5	9	3	103

Versuchsreihe „hohe NH₄⁺-N-Belastung“ mit der Zugabe von 10 g/l NaCl zum Modellabwasser

Tabelle D.4.2 NO₂⁻-N-Konzentration am Zulauf und am Ablauf des Reaktors 2

Reaktor 2: NO ₂ ⁻ -N-Konzentration, mg/l					
Woche	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (R1-BP)	Ablauf 35 °C
0	11	5	< 0,03	< 0,03	0,1
1	5	8	1	1	0,3
2	10	23	1	0,4	0,4
4	11	17	0,2	0,1	0,4
6	6	1	0,2	< 0,03	1
7	1	1	0,3	0,2	1
8	0,1	2	0,1	0,3	0,2
9	0,2	0,2	0,2	0,4	0,4
10	5	0,3	0,4	0,4	1
11	3	1	0,1	0,4	0,1

Tabelle D.5.1 NO₃⁻-N-Konzentration am Zulauf und am Ablauf des Reaktors 1

Reaktor 1: NO ₃ ⁻ -N-Konzentration, mg/l						
Woche	Zulauf alle	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (BP)	Ablauf 35 °C
0	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	81
1	< 1,5	< 1,5	< 1,5	17	2	40
2	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	14
4	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	6
6	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	60
7	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	15
8	< 1,5	< 1,5	A	4	2	14
9	1,5	< 1,5	2	2	2	36
10	2	2	< 1,5	< 1,5	< 1,5	27
11	< 1,5	3	< 1,5	< 1,5	< 1,5	10

Tabelle D.5.2 NO₃⁻-N-Konzentration am Zulauf und am Ablauf des Reaktors 2

Reaktor 2: NO ₃ ⁻ -N-Konzentration, mg/l					
Woche	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (R1-BP)	Ablauf 35 °C
0	< 1,5	98	210	127	265
1	5	167	102	341	370
2	< 1,5	103	67	231	152
4	< 1,5	174	70	218	183
6	3	325	66	258	220
7	< 1,5	137	35	57	153
8	< 1,5	173	25	183	180
9	3	399	89	321	363
10	< 1,5	90	111	137	141
11	< 1,5	238	93	176	205

Versuchsreihe „hohe NH₄⁺-N-Belastung“ mit der Zugabe von 10 g/l NaCl zum Modellabwasser

Tabelle D.6.1 Konzentration an suspendiertem Protein am Zulauf und am Ablauf des Reaktors 1

Reaktor 1: Konzentration an suspendiertes Protein, mg/l						
Woche	Zulauf alle	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (BP)	Ablauf 35 °C
0	287	490	375	554	253	168
1	52	581	173	455	390	323
2	282	371	344	472	242	141
4	144	417	89	478	298	130
6	209	769	199	433	182	232
7	238	719	170	97	121	305
8	46	607	130	201	190	270
9	-	448	39	131	167	172
10	< 10	453	245	125	338	115
11	287	490	375	554	253	168

Tabelle D.6.2 Konzentration an suspendiertem Protein am Zulauf und am Ablauf des Reaktors 2

Reaktor 2: Konzentration an suspendiertes Protein, mg/l					
Woche	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (R1-BP)	Ablauf 35 °C
0	91	122	376	296	72
1	70	139	97	99	181
2	125	284	312	319	117
4	78	101	229	304	141
6	245	86	67	171	413
7	A 417	85	46	92	133
8	95	11	22	17	231
9	177	29	31	167	111
10	254	137	131	224	135
11	291	203	228	50	50

Versuchsreihe „hohe NH₄⁺-N-Belastung“ mit der Zugabe von 20 g/l NaCl zum Modellabwasser

Tabelle E.1 DOC-Konzentration am Zulauf und am Ablauf des Reaktors 1

Reaktor 1: DOC-Konzentration, mg/l						
Woche	Zulauf alle	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (BP)	Ablauf 35 °C
0	1287	1670	94	20	21	65
0,5	1240	1019	328	126	24	128
1	1261	858	196	11	27	104
1,5	1201	759	62	24	42	60
2	1275	133	61	107	222	138
2,5	1204	100	39	34	29	15
3	1433	219	40	21	25	7
4	1257	126	38	33	33	9
5	1262	93	36	27	27	11
6	1266	60	34	23	44	26
7	1172	72	35	43	31	36
8	1212	44	38	33	31	32
9	1456	54	31	26	34	21
10	1357	76	36	32	31	26

Tabelle E.2 NH₄⁺-N-Konzentration am Zulauf und am Ablauf des Reaktors 1

Reaktor 1: NH ₄ ⁺ -N-Konzentration, mg/l						
Woche	Zulauf alle	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (BP)	Ablauf 35 °C
0	494	448	407	233	324	162
0,5	499	387	407	265	376	209
1	424	424	396	338	366	294
1,5	468	396	350	308	349	263
2	431	259	285	260	242	218
2,5	477	311	331	246	298	212
3	508	314	400	254	262	235
4	507	296	300	246	262	227
5	480	350	219	283	254	254
6	499	400	293	320	277	285
7	477	362	293	214	320	246
8	477	370	370	316	339	373
9	508	416	408	279	251	285
10	420	336	328	228	193	204

Versuchsreihe „hohe NH₄⁺-N-Belastung“ mit der Zugabe von 20 g/l NaCl zum Modellabwasser

Tabelle E.3 NO₂⁻-N-Konzentration am Zulauf und am Ablauf des Reaktors 1

Reaktor 1: NO ₂ ⁻ -N-Konzentration, mg/l						
Woche	Zulauf alle	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (BP)	Ablauf 35 °C
0	< 0,03	0,2	< 0,03	3	< 0,03	160
0,5	< 0,03	0,2	0,2	1	0,2	80
1	0,2	< 0,03	< 0,03	0,1	< 0,03	6
1,5	< 0,03	< 0,03	< 0,03	< 0,03	< 0,03	1
2	< 0,03	0,2	0,2	0,3	1	0,4
2,5	0,2	0,2	0,5	0,2	0,2	0,2
3	< 0,03	< 0,03	A	2	< 0,03	< 0,03
4	< 0,03	< 0,03	< 0,03	0,2	0,2	0,3
5	0,03	< 0,03	0,1	0,3	0,2	0,4
6	< 0,03	0,1	0,1	0,2	0,1	1
7	< 0,03	< 0,03	0,2	6	1	0,4
8	< 0,03	A	0,2	0,1	4	2
9	< 0,03	< 0,03	< 0,03	5	1	0,2
10	< 0,03	0,1	< 0,03	0,4	< 0,03	< 0,03

Tabelle E.4 NO₃⁻-N-Konzentration am Zulauf und am Ablauf des Reaktors 1

Reaktor 1: NO ₃ ⁻ -N-Konzentration, mg/l						
Woche	Zulauf alle	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (BP)	Ablauf 35 °C
0	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5
0,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5
1	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	1,52
1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5
2	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5
2,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5
3	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5
4	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5
5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5
6	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5
7	< 1,5	< 1,5	< 1,5	A	4,40	< 1,5
8	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5
9	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5
10	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5	< 1,5

Versuchsreihe „hohe NH₄⁺-N-Belastung“ mit der Zugabe von 20 g/l NaCl zum Modellabwasser

Tabelle E.5 Konzentration an suspendiertem Protein am Zulauf und am Ablauf des Reaktors 1

Reaktor 1: Konzentration an suspendiertes Protein, mg/l						
Woche	Zulauf alle	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (BP)	Ablauf 35 °C
0	193	212	152	163	346	192
0,5	184	128	184	206	228	152
1	190	82	162	130	182	83
1,5	65	138	209	57	381	140
2	140	488	494	219	492	187
3	94	358	396	351	482	145
4	85	436	376	445	533	129
5	77	375	371	313	442	137
6	63	315	265	180	351	429
7	104	207	201	229	135	342
8	49	310	305	159	86	390
9	25	230	80	131	48	407
10	25	351	515	92	228	537

Tabelle E.6 Konzentration an suspendierter TS am Zulauf und am Ablauf des Reaktors 1

Reaktor 1: Konzentration an suspendierte TS, mg/l					
Woche	Ablauf 5 °C	Ablauf 15 °C	Ablauf 25 °C	Ablauf 25 °C (BP)	Ablauf 35 °C
2	718	412	528	1234	896
3	860	530	486	930	928
4	666	680	764	584	862
5	546	363	960	740	205
6	567	423	522	772	670
7	854	526	250	281	471
8	634	784	482	284	774
9	551	200	726	84	1016
10	364	1280	294	344	1012

Kurzzeitige Versuchsreihen

Tabelle F.1.1 Konzentrationen am Ablauf des Reaktors 1 vor und während des Versuches

„kurzzeitige Reduzierung der Temperatur“

c(S) mg/l	vor dem Versuch	Tag 2	Tag 3	Tag 4	Tag 7	Tag 14
	35 °C	13 °C	10 °C	35 °C	35 °C	35 °C
c(DOC)	50	45	85	35	35	13
c(NH ₄ ⁺ -N)	70	127	157	44	36	61
c(NO ₂ ⁻ -N)	101	54	8	30	67	50
c(NO ₃ ⁻ -N)	66	47	14	14	65	127

Tabelle F.1.2 Konzentrationen am Ablauf des Reaktors 2 vor und während des Versuches

„kurzzeitige Reduzierung der Temperatur“

c(S) mg/l	vor dem Versuch	Tag 2	Tag 3	Tag 4	Tag 7	Tag 14
	35 °C	13 °C	10 °C	35 °C	35 °C	35 °C
c(DOC)	51	38	31	25	39	32
c(NH ₄ ⁺ -N)	68	91	118	63	35	54
c(NO ₂ ⁻ -N)	0,1	0,2	< 0,03	0,1	0,2	0,1
c(NO ₃ ⁻ -N)	257	181	130	104	147	117

Tabelle F.2 Substratkonzentration am Zulauf und Ablauf des Reaktors 1 bei 25 °C während des „O₂-Konzentration-Versuches“

Woche	c(DOC) mg/l Zulauf	c(DOC) mg/l Ablauf	c(NH ₄ ⁺ -N) mg/l Zulauf	c(NH ₄ ⁺ -N) mg/l Ablauf	c(NO ₂ ⁻ -N) mg/l Ablauf	c(NO ₃ ⁻ -N) mg/l Ablauf	c(s. Protein) mg/l Ablauf
0	1193	58	524	26	214	3	237
0,5	1239	31	450	27	233	12	159
1	1162	39	488	17	255	19	162
1,5	1156	30	534	36	232	3	-

Tabelle F.3 Substratkonzentration am Zulauf und Ablauf des Reaktors 1 bei 35 °C während des „Luftvolumenstrom-Versuches“

Woche	c(DOC) mg/l Zulauf	c(DOC) mg/l Ablauf	c(NH ₄ ⁺ -N) mg/l Zulauf	c(NH ₄ ⁺ -N) mg/l Ablauf	c(NO ₂ ⁻ -N) mg/l Ablauf	c(NO ₃ ⁻ -N) mg/l Ablauf	c(s. Protein) mg/l Ablauf
0	1193	150	524	72	186	6	465
0,5	1239	43	450	62	206	10	228
1	1162	45	488	185	179	11	277
1,5	1156	51	534	147	112	3	-
2	1152	28	459	65	321	3	252
2,5	1189	40	456	61	216	2	-

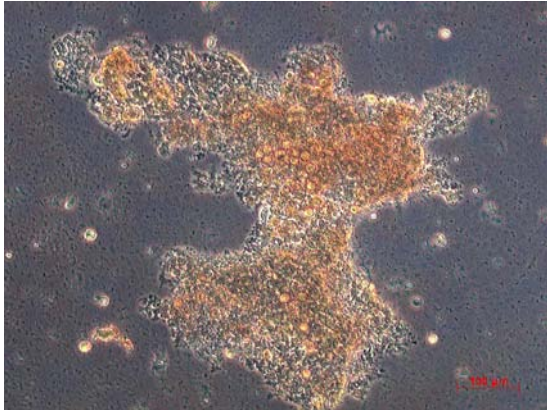
Tabelle F.4 Substratkonzentration am Zulauf und Ablauf des Reaktors 1 während des „Verweilzeit-Versuches“

Woche	c(DOC) mg/l Zulauf	c(DOC) mg/l Ablauf	c(NH ₄ ⁺ -N) mg/l Zulauf	c(NH ₄ ⁺ -N) mg/l Ablauf	c(NO ₂ ⁻ -N) mg/l Ablauf	c(NO ₃ ⁻ -N) mg/l Ablauf	c(s. Protein) mg/l Ablauf
5 °C							
0	1083	< 0,2	424	47	0,4	< 1,5	110
0,5	1155	2	470	55	1	< 1,5	170
1	1320	< 0,2	477	38	0,4	< 1,5	49
1,5	1299	15	408	17	0,4	< 1,5	50
15 °C							
	1083	< 0,2	424	72	< 0,03	< 1,5	186
	1155	8	470	79	< 0,03	< 1,5	280
	1320	1	477	69	0,2	< 1,5	150
	1299	9	408	82	0,3	< 1,5	220
25 °C							
	1083	1	424	27	24	4	70
	1155	8	470	37	21	< 1,5	70
	1320	6	477	25	25	< 1,5	200
	1299	1	408	29	16	< 1,5	280
25 °C (BP)							
	1083	< 0,2	424	27	3	2	230
	1155	< 0,2	470	30	7	< 1,5	380
	1320	< 0,2	477	35	4	< 1,5	365
	1299	1	408	54	4	3	107
35 °C							
	1083	9	424	38	33	< 1,5	120
	1155	< 0,2	470	44	20	< 1,5	240
	1320	11	477	12	54	2	215
	1299	14	408	23	50	7	155

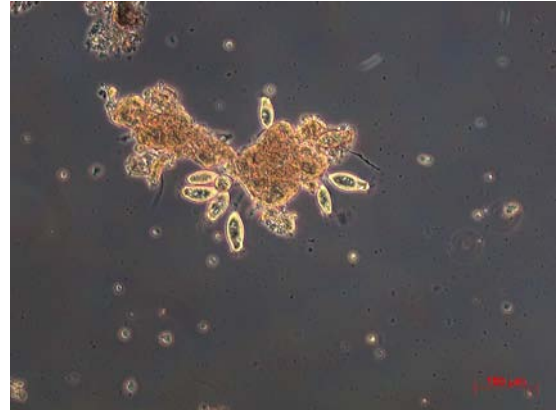
8. Lichtmikroskopische Aufnahmen

Lebendige Präparate

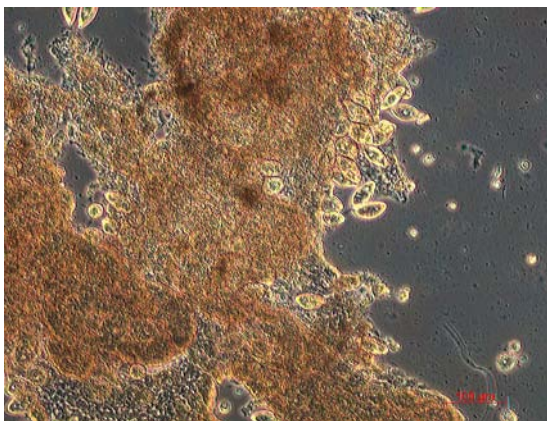
Die Lichtmikroskopie wurde mit dem Durchlichtmikroskop Axiolab der Fa. Zeiss bei einer 100-fachen Vergrößerung durchgeführt.



Schlammflocke von Biofilm im getauchten Festbett-Reaktor bei 5 °C ($B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 1,75 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und $B_A(\text{DOC})= 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$) ohne NaCl-Zugabe.



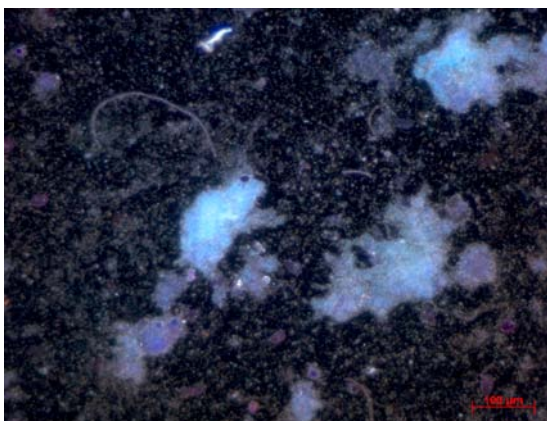
Schlammflocke von Biofilm im getauchten Festbett-Reaktor bei 15 °C ($B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 1,75 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und $B_A(\text{DOC})= 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$) mit Zugabe von 10 g/l NaCl.



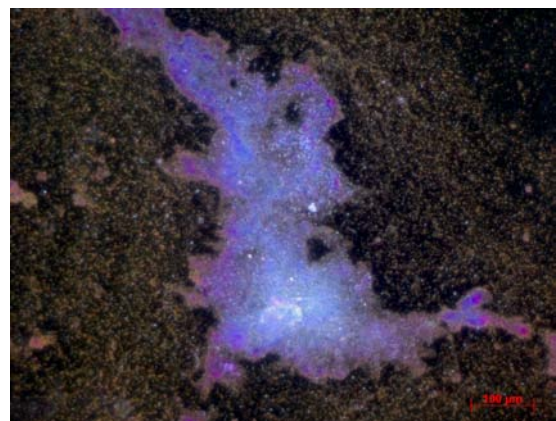
Schlammflocke von Biofilm im getauchten Festbett-Reaktor bei 25 °C ($B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 1,75 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und $B_A(\text{DOC})= 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$) ohne NaCl-Zugabe.



Schlammflocke von Biofilm im getauchten Festbett bei 35 °C ($B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 1,75 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und $B_A(\text{DOC})= 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$) mit Zugabe von 10 g/l NaCl.



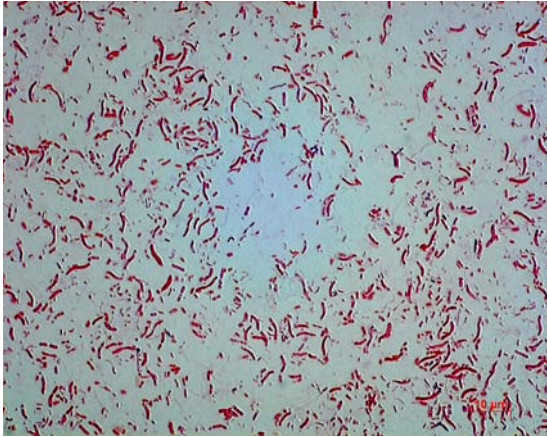
Kristallviolett-Färbung der Schlammflocke im Biofilm vom getauchten Festbett bei 15 °C ($B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 1,75 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und $B_A(\text{DOC})= 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$) ohne NaCl-Zugabe.



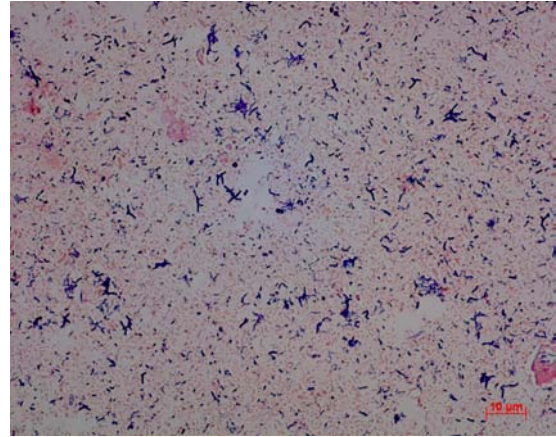
Kristallviolett-Färbung der Schlammflocke im Biofilm vom getauchten Festbett bei 35 °C ($B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 1,75 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und $B_A(\text{DOC})= 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$) ohne NaCl-Zugabe.

Fixierte Präparate

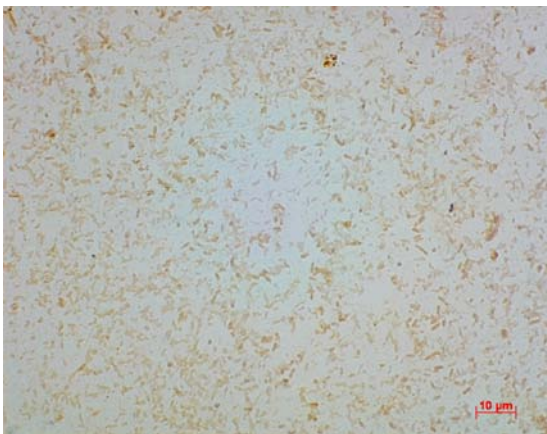
Die Mikroskopie wurde mit dem Durchlichtmikroskop „Axiolab“ der Fa. Zeiss bei einer 1000-fachen Vergrößerung mikroskopiert.



Gram-negative Bakterien in Biofilm vom getauchten Festbett-Reaktor bei **5 °C** ($B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 1,75 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und $B_A(\text{DOC})= 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$) **ohne NaCl-Zugabe**.



Gram-negative und Gram-positive Bakterien in Biofilm vom getauchten Festbett-Reaktor bei **25 °C** ($B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 1,75 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und $B_A(\text{DOC})= 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$) **ohne NaCl-Zugabe**.



Neisser-negative Bakterien in Biofilm vom getauchten Festbett-Reaktor bei **25 °C** ($B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 1,75 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und $B_A(\text{DOC})= 4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$) **ohne NaCl-Zugabe**.

Die Lichtmikroskopischen Aufnahmen wurde in Zusammenarbeit mit Herrn Kai Büsching am Fachbereich für Ingenieur- und Naturwissenschaften (Chemie- und Umwelttechnik) der Hochschule Merseburg durchgeführt.

9. Epifluoreszenzmikroskop-Aufnahmen nach Fluoreszenz In Situ

Hybridisierung (FISH)

Die Proben wurden mit dem Epifluoreszenzmikroskop „Axioskop“ der Fa. Zeiss bei einer 1000-fachen Vergrößerung mikroskopiert. Die verwendeten Filter waren: „Zeiss 09“, „Zeiss 02“ und „Zeiss 15“ für die benutzten Fluorochrome Cy3, FITC, DAPI.

Die Proben für die FISH-Analysen wurden während des jeweiligen „Gleichgewichtszustandes“ entnommen und vorbereitet.

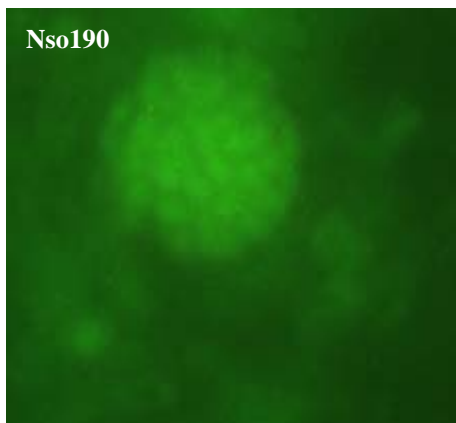


Bild A.1. AO von *β-Proteobacteria* in Biofilmproben bei 15 °C, Reaktor 2, ($B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{DOC})= 4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$), ohne NaCl-Zugabe.

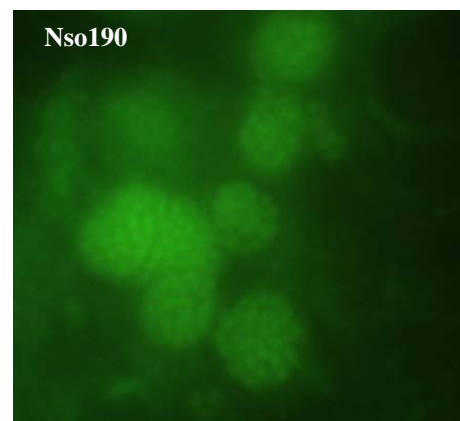


Bild A.2. AO von *β-Proteobacteria* in Biofilmproben bei 15 °C, Reaktor 2, ($B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{DOC})= 4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$), mit der Zugabe von 10 g/l NaCl.

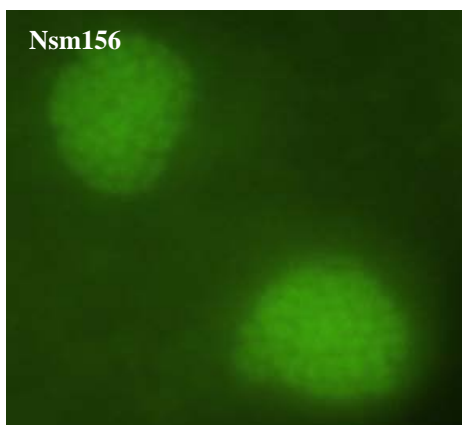


Bild B.1. *Nitrosomonas spp.* und *Nitrosococcus mobilis* in Biofilmproben bei 15 °C, Reaktor 1, ($B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{DOC})= 4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$), ohne NaCl-Zugabe.

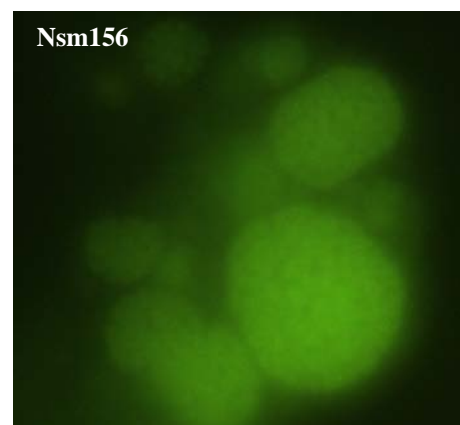


Bild B.2. *Nitrosomonas spp.* und *Nitrosococcus mobilis* in Biofilmproben bei 15 °C, Reaktor 2, ($B_A(\text{NH}_4^+-\text{N})= 1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ und $B_A(\text{DOC})= 4,4 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$), ohne NaCl-Zugabe.

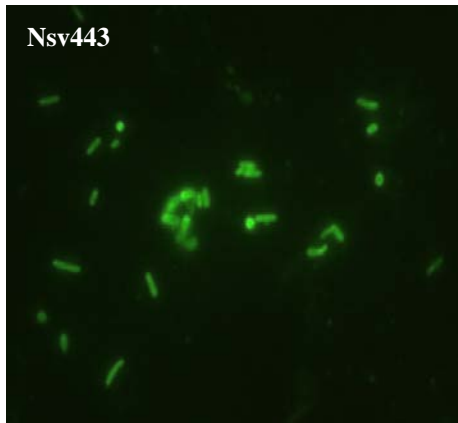


Bild C.1. *Nitrosospira spp.* in Biofilmproben bei **25 °C, Reaktor 1 (PE)**, Versuchsreihe „ $B_A(NH_4^+-N)= 1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}''$ “, **ohne Salzzugabe.**

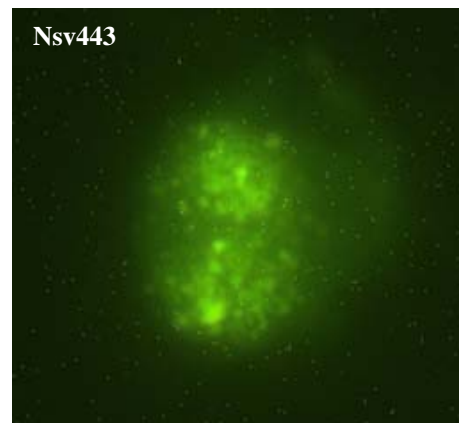


Bild C.2. *Nitrosospira spp.* in Biofilmproben bei **35 °C, Reaktor 1**, Versuchsreihe „ $B_A(NH_4^+-N)= 1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}''$ “, **ohne Salzzugabe.**

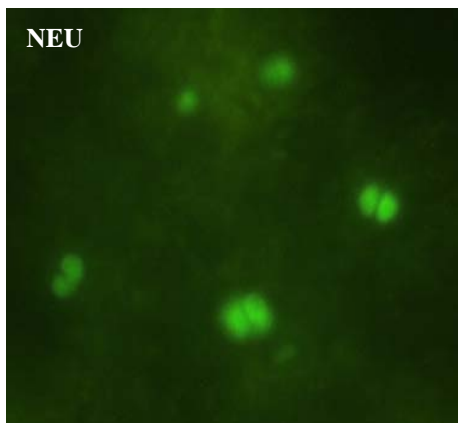


Bild D.1. Halophyle und halotolerante *Nitrosomonas spp.* in Biofilmproben, bei **25 °C, Reaktor 1 (PE)**, Versuchsreihe „ $B_A(NH_4^+-N)= 1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}''$ “ **mit der Zugabe von 10 g/l NaCl.**

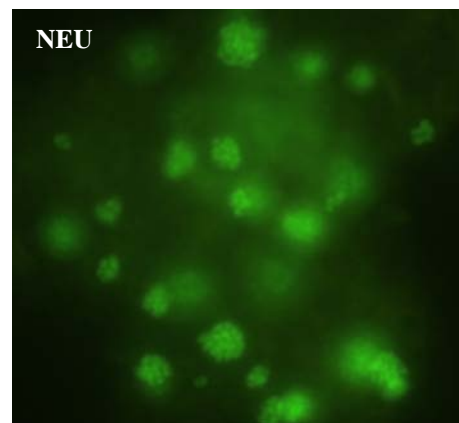


Bild D.2. Halophyle und halotolerante *Nitrosomonas spp.* in Biofilmproben bei **25 °C, Reaktor 1 (PE)**, Versuchsreihe „ $B_A(NH_4^+-N)= 1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}''$ “ **mit der Zugabe von 20 g/l NaCl.**

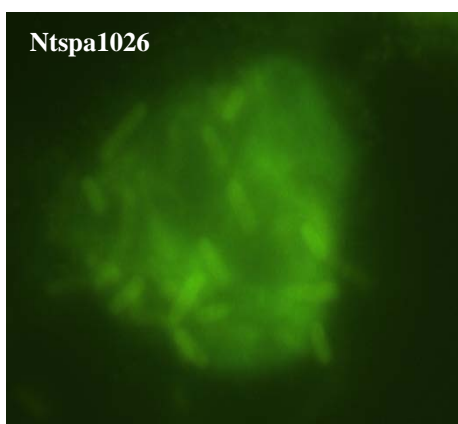


Bild E.1. *Nitrosospira moscoviensis* in Biofilmproben bei **25 °C, Reaktor 1 (PE)**, Versuchsreihe „ $B_A(NH_4^+-N)= 1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}''$ “, **ohne NaCl-Zugabe.**

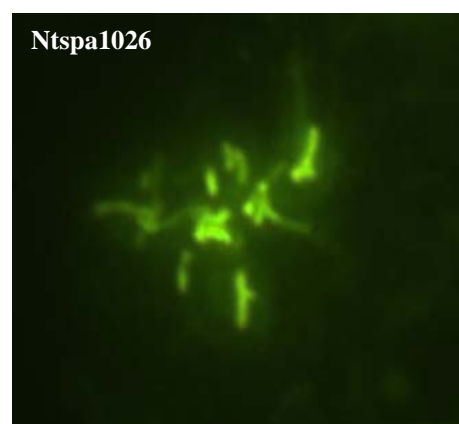


Bild E.2. *Nitrosospira moscoviensis* in Biofilmproben bei **15 °C, Reaktor 1**, Versuchsreihe „ $B_A(NH_4^+-N)= 1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}''$ “, **ohne NaCl-Zugabe.**

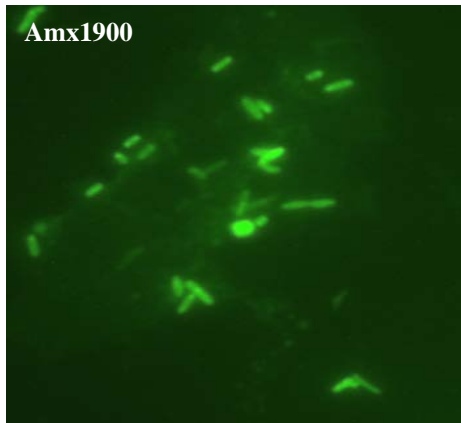


Bild E.1. ANAMMOX-Bakterien in Biofilmproben bei **25 °C, Reaktor 1 (BP)**, Versuchsreihe „ $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N}) = 1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ “, **ohne NaCl-Zugabe.**

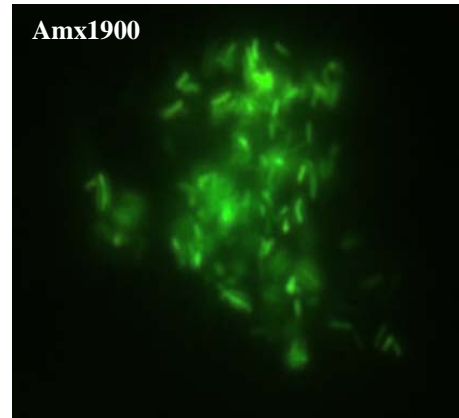


Bild E.2. ANAMMOX-Bakterien in Biofilmproben bei **35 °C, Reaktor 1**, Versuchsreihe „ $B_A(\text{NH}_4^+-\text{N}) = 1,7 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}$ “, **ohne NaCl-Zugabe.**

Die FISH-Untersuchungen und die Epifluoreszenzmikroskopie wurden in Zusammenarbeit mit Herrn Dr. Uwe Kappelmeyer an dem Department Bioremediation des Helmholtz Zentrums für Umweltforschung (UFZ) in Leipzig durchgeführt.

Erklärung

Hiermit erkläre ich, Gergana Chapanova, geboren am 20.03.1979 in Botevgrad, Bulgarien, dass ich die vorliegende Dissertation mit dem Titel:

"Einfluss von Temperatur und hohem Salzgehalt auf die Abwasserbehandlung mit dem getauchten Festbett-Biofilmverfahren"

bei keiner anderen Fakultät und an keiner anderen Universität eingereicht habe.

Dr.-Ing. Dipl.-Biol. Gergana Chapanova

Merseburg, den 27.03.2009

Lebenslauf von Dr.-Ing. Dipl.-Biol. Gergana Chapanova
geboren am 20.03.1979 in Botevgrad, Bulgarien

Schule

- 09.1985-06.1992** Grundschulen in Ivailovgrad und Botevgrad, Bulgarien
- 09.1992-06.1997** Fremdsprachengymnasium "Aleko Konstantinov" in Pravez, Bulgarien
Abschlussnote: ausgezeichnet 5.86 (von max. 6.00)

Studium

- 10.1997-07.2002** Sofioter Universität „Sveti Kliment Ohridski“,
Biologische Fakultät in Sofia, Bulgarien
- Grundstudium: Biologie
- Masterstudium: Hydrobiologie und Abwasserreinigung
- Abschlussnote: sehr gut 5.11 (von max. 6.00)*
- Diplomarbeitthema: Mikrobiologische Analysen von Belebtschlamm
zur Reinigung von Abwässern mit hohem
Penthachlorphenol-Gehalt.
- Note: ausgezeichnet 5.75 (von max. 6.00)*

Promotionsstudium

- 05.2003-10.2006** Doktorandin an der Martin-Luther-Universität Halle-Wittenberg
Fachbereich: Ingenieurwissenschaften
Institut für Umweltschutztechnik
- Promotionsthema: Einfluss von Temperatur und hohem Salzgehalt
auf die Abwasserbehandlung
mit dem getauchten Festbett-Biofilmverfahren.

Promotionsstudium (Fortsetzung)

- 05.2003-04.2006 Förderung über ein Stipendium von dem Deutschen Akademischen Austauschdienst (DAAD)
- 05.2006-10.2006 Wissenschaftliche Mitarbeiterin an der Martin-Luther-Universität Halle-Wittenberg
Institut für Umweltschutztechnik

Berufliche Erfahrung

- Seit 11.2006** Betriebsingenieurin für Abwasserbehandlung bei der DOW Olefinverbund GmbH in Böhlen

Ich, Gergana Chapanova, bestätige, dass alle oben genannten Angaben der Wahrheit entsprechen.

Dr.-Ing. Dipl.-Biol. Gergana Chapanova

Merseburg, den 27.03.2009