



GEA 2H Water Technology GmbH
Dieselweg 5
D 48493 Wettringen

MLU Halle-Wittenberg
Umweltschutztechnik
Geusaer Str.
D 06217 Merseburg

Martin Marggraff
Michael Aubert

Prof. Heinz Köser
Alexander Bahrt

Abwasserreinigung mit dem getauchten Festbettverfahren / Labor- und halbtechnische Untersuchungen zur Erarbei- tung von Auslegungsgrundlagen für Exportmärkte

Im Rahmen des BMBF-Verbundprojekts:

Exportorientierte Forschung und Entwicklung auf dem Ge- biet der Abwasserbehandlung

Schlussbericht

**Auftraggeber:
Bundesministerium für Bildung und Forschung (BMBF)
(Vorhaben-Nr. 02WA0580 / 02WA0581)**

Mai 2010

Inhaltsverzeichnis

1	Einleitung	1
2	Zielsetzung	3
3	Stand von Wissenschaft und Technik	4
3.1	Verfahrensbeschreibung	4
3.2	Einsatz von getauchten Festbetten	5
3.3	Betrieb von getauchten Festbetten nach DWA	6
3.4	Betrieb von Schwebebetten	9
4	Demonstrationsanlage der GEA 2H Water Technologies	10
4.1	Konzeption der Anlage	10
4.2	Bau der Anlage im technischen Maßstab	14
4.3	Auswerten von Betriebserfahrungen	15
4.4	Untersuchungen zum Lufteintragsvermögen in Karlsruhe	18
4.5	Aufbau, Inbetriebnahme und Erprobung der Demonstrationsanlage	19
4.6	Durchführung von Feldtests im Zielland - Optimierung der Demonstrationsanlage	23
5	Material und Methoden	26
5.1	Temperatur- und Salzuntersuchungen	27
5.2	Aufwuchsuntersuchungen	29
5.3	Untersuchungen zur Betriebsweise	34
5.4	Analytik	36
6	Ergebnisse	38
6.1	Einfluss der Temperatur	38
6.2	Einfluss des Salzgehaltes	43
6.3	Einfluss des getauchten Festbettmaterials auf das Anfahrverhalten von Reaktoren	54
6.4	Einfluss der Betriebsweise der Reaktoren	63
6.5	Demonstrationsanlage: Erprobungsbetrieb in Halle	67
6.6	Demonstrationsanlage: Feldeinsatz in Tunesien	84
6.7	Betriebsuntersuchungen	92
7	Zusammenfassung	100
8	Quellenverzeichnis	105

Abkürzungsverzeichnis

AbwV	Abwasserverordnung
A _{FB}	Festbettaufwuchsfläche
AN	Ablauf der Nachklärung
AOB	Ammonium oxidierende Bakterien
ATV	Abwassertechnische Vereinigung
B _A	flächenspezifische Belastung
B _d	Tagesfracht
BP	Biopolymer
C	Kohlenstoff
CITET	Centre International des Technologies de l'Environnement de Tunis
DeNi	Denitrifikationsstufe
DOC	Dissolved organic carbon (gelöster organischer Stickstoff)
DVWK	Deutscher Verband für Wasserwirtschaft und Kulturbau
DWA	Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall
E	Einwohner
E1	Ablauf Einzelreaktor
EV	Energieverbrauch
EW	Einwohnerwert
GKU	Gesellschaft für kommunale Umwelttechnik
GTZ	Deutsche Gesellschaft für technische Zusammenarbeit
hom	homogenisiert
IBC	Intermediate bulk container
K1..3	Ablauf Reaktoren 1 bis 3 Dreierkaskade
KA	Kläranlage
MA	Mindestanforderungen
MLU	Martin-Luther Universität
N	Stickstoff
NaCl	Natriumchlorid
N _{ges}	gesamter anorganischer Stickstoff
NH ₄ -N	Ammonium-Stickstoff
NK	Nachklärung
Nn	Nitrifikationsstufe n (n=1..3)

NO ₂ -N	Nitrit-Stickstoff
NO ₃ -N	Nitrat-Stickstoff
NOB	Nitrit oxidierende Bakterien
O ₂	Sauerstoff
orgN	organischer Stickstoff
OV	Sauerstoffverbrauch
oTS	organische Trockensubstanz
PE	Polyethylen
P _{ges}	Gesamt-Phosphor
pH	pH-Wert
PP	Polypropylen
PVC	Polyvinylchlorid
Q	Durchfluss
RV	Rücklaufverhältnis
t	Zeit
T _U	Umgebungstemperatur
T _w	(Ab)wassertemperatur
TESCO	Tunesian Engineering Services Company
TKN	Total Kjeldahl Stickstoff
TN	Total Nitrogen (Gesamt-Stickstoff)
TOC	Total organic carbon (gesamter organischer Kohlenstoff)
TS	Trockensubstanz
TTC	Triphenyltetrazoliumchlorid
ÜS	Überschussschlamm
ÜW	Überwachungswert
VR	Versuchsreihe
ZB	Zulauf zur biologischen Stufe
ZK	Zwischenklärung

Danksagung

Wir möchten uns beim Bundesministerium für Bildung und Forschung bedanken, ohne dessen finanzielle Unterstützung der Bau und Export der Demonstrationsanlage sowie die Durchführung der umfangreichen Versuchsreihen im Labormaßstab nicht möglich gewesen wären. Karl-Peter Knobel, Kristina Haber und Ruben-Laurids Lange danken wir für die Projektkoordination und für ihr Verständnis.

Ein besonderer Dank gilt Dr. Sigurd Schlegel für seine anregenden Diskussionsbeiträge und Hinweise zum Projekt.

Für die Betreuung der ersten Phase des Projektes danken wir Dr. Jörg Kegebein und Stephan Kohnert.

Wir bedanken uns bei allen, die uns beim Aufbau sowie der Instandhaltung der Versuchsanlagen unterstützt haben. Hier sind insbesondere die Mitarbeiter der Werkstatt der Umweltschutztechnik Bertram Kleinert, Gerhard Schütze und Wolfgang Seidel sowie Elektriker Dirk Rothe zu nennen. Für die großzügige Bereitstellung von Platz für den Aufbau der Demonstrationsanlage auf dem Gelände der KA Halle-Nord bedanken wir uns insbesondere bei Werner Rausch und Karl-Heinz Bohnert. Für den Aufbau der Demonstrationsanlage in Tunesien sind wir außerdem den einheimischen Helfern sowie Ralf Tiltmann dankbar.

Weiter sind wir Marlis Porobin, Heidrun Förster und Christine Wicke für die Hilfe im Labor und an den Versuchsanlagen dankbar.

Im Rahmen des Projektes sind viele Studien- und Diplomarbeiten angefertigt worden. Dafür danken wir Robert Makowski, Bernd Unterschütz, Bodo Hatzky, Johannes Wenschuh, Radoslav Marinov, Maria Castro-Prescher, Hendrik Sandner und Mirko Maiss. Großer Dank gilt Geri Chapanova, die im Rahmen des Projektes promovierte.

1 Einleitung

In großen zentralen Abwasserreinigungsanlagen wird heute im Regelfall das Belebungsverfahren eingesetzt, während in mittleren bis kleinen Anlagen ebenfalls auf Biofilmverfahren zurückgegriffen wird. Die Biofilmverfahren zeichnen sich unter anderem durch eine höhere raumspezifische Biomassekonzentration und daraus resultierend kleineren Anlagenabmessungen aus.

Im Vergleich zu anderen Biofilmverfahren, wie den Tropfkörpern und den Rotations-Tauchkörpern liegen für Abwasserreinigungsverfahren auf Basis von getauchten Festbetten erste Bemessungsansätze aus jüngster Zeit vor [ATV, 2002; DWA, 2007b], deren Anwendungsgrenzen durch Betriebserfahrungen unter verschiedenen Randbedingungen und weitere Grundlagenuntersuchungen abzusichern und zu ergänzen sind.

Der Einfluss von Temperatur und Salinität auf den mikrobiologischen Stoffumsatz in der Abwasserreinigung ist nicht nur von der Art der Mikroorganismen sondern auch ihrer Aufwuchsform sowie im Fall der Biofilme ebenfalls den vorherrschenden Stofftransportvorgängen abhängig. Ihr Einfluss auf die Leistung der getauchten Festbettverfahren ist bisher nicht thematisiert worden, ist jedoch für den Einsatz des Verfahrens außerhalb der gemäßigten Klimate und in ariden Regionen, in denen teilweise salzreiches Brauchwasser für den Hygienebereich eingesetzt wird, wodurch die abgeleiteten Abwässer ebenfalls höhere Salzgehalte aufweisen, von Bedeutung. Um die Einflüsse von Temperatur und Salzgehalt auf das getauchte Festbettverfahren zu untersuchen, wurden im wesentlichen vier Laborversuchsreaktoren mit Modell- und kommunalem Abwasser unter kontrollierten Bedingungen über mehrere Jahre parallel betrieben und die Entwicklung der TOC- bzw. TKN-Abbaugeschwindigkeiten verfolgt.

Im Wesentlichen werden fünf deutlich in Werkstoffart und physikalischer Form sich unterscheidende Aufwuchsmaterialien für getauchte Festbetten kommerziell angeboten. Unter [Schulz-Menningmann, 1993] wird über Beobachtungen berichtet, denen zufolge die Besiedlung der Träger mit Bakterien und besonders mit Nitrifikanten von den Materialeigenschaften des Trägers insbesondere im Falle des PVC abhängig ist.

Einleitung

Ergebnisse von eingehenden vergleichenden Untersuchungen sind jedoch nicht zugänglich. Im Rahmen des Vorhabens sind daher das Aufwuchs- und Anfahrverhalten der verbreiteten Festbett-Aufwuchsmaterialien unter kontrollierten Laborbedingungen miteinander verglichen worden, um eine belastbare Beurteilungsbasis für die Auswahl zu erstellen.

Getauchte Festbettverfahren zeichnen sich im Vergleich zum Belebungsverfahren durch eine vergleichsweise hohe simultane Denitrifikationsrate aus [Schlegel, 2002]. Im Verlauf des Vorhabens wurde in kontrollierten Laborversuchen ebenfalls der offenen Frage nach dem Einfluss der Betriebsweise der Festbettreaktoren als Kaskade (Propfenströmung) oder homogen durchmischter Reaktor auf die Denitrifikation nachgegangen.

Es besteht ein Bedarf an kompakten Abwasserreinigungsanlagen mit hoher Reinigungsleistung für dezentrale Anwendungen. Hier sind Tourismusgebiete als Beispiel zu nennen. Diese benötigen Abwasseranlagen mit höheren Reinigungsleistungen, um ihren Ruf und ihre Qualität für den Fremdenverkehr zu behalten. Gleichzeitig ist häufig eine kompakte Anlage gewünscht, weil nur ein geringes Platzangebot genutzt werden kann und/oder die Anlage möglichst wenig ins Auge fallen darf. Für Anschlussgrößen zwischen wenigen 100 und ca. 20.000 EW bieten getauchte Festbettanlagen dafür gute Ansätze. Vor diesem Hintergrund ist im Rahmen des Vorhabens eine getauchte Festbettanlage entwickelt, gebaut und in einem ausländischen Zielmarkt betrieben worden, die mit wirtschaftlichen Vorteilen (Betriebskosten, Investitionskosten) im Wettbewerb angeboten werden kann und die insbesondere eine kontrollierte weitergehende Denitrifikation ermöglicht.

Die hier vorgestellten Untersuchungen erfolgten im Rahmen des BMBF-Verbundprojektes „Exportorientierte Forschung & Entwicklung auf dem Gebiet der Wasserver- und -entsorgung Teil II – Abwasserbehandlung und Wasserwiederverwendung“. Das Ziel dieses Verbundprojektes ist es, die praktischen Erfahrungen auf diesem Gebiet verstärkt für die internationale Zusammenarbeit zur Verfügung zu stellen.

2 Zielsetzung

Ziel des Teilvorhabens der MLU Halle-Wittenberg war es, die Bemessungsgrundlagen für Kläranlagen mit getauchten Festbetten auf die Erfordernisse der Exportmärkte hin zu ergänzen. Dabei sollten insbesondere die im Vergleich zu den Gegebenheiten in Deutschland veränderten Abwasserqualitäten, wie Abwassertemperaturen (Temperaturen von 5 bis zu 35 °C), Salzgehalte (Salinität bis zu 20 g/l) sowie höhere Abwasserkonzentrationen, betrachtet werden.

Weiterhin sollten Aufwuchsversuche im Labormaßstab durchgeführt werden, um Erkenntnisse zum Einfahrverhalten der kommerziell angebotenen getauchten Festbettmaterialien und damit zur Auswahl der Aufwuchsmaterialien für technische Anlagen zu gewinnen. Die in einem homogenen durchmischten Reaktor erzielbare simultane Denitrifikation war mit der in einer Dreireaktor-Kaskade, die ansonsten unter vergleichbaren Bedingungen zu betreiben war, zu vergleichen. In einer Feldstudie sollten zudem die technologierelevanten Erfahrungen mit Betriebsanlagen auf Basis getauchter Festbetten ausgewertet und für den Anlagenbauer und Nutzer zugänglich gemacht werden.

Ziel des Teilvorhabens der GEA 2H Water Technologies (früher Munters Euroform) war es, eine 200 EW-Demonstrationsanlage nach dem getauchten Festbettverfahren mit vorgeschalteter Schwebebett-Denitrifikationsstufe zu entwickeln und in Zusammenarbeit mit der MLU Halle-Wittenberg zu ertüchtigen und zu erproben. Die Anlage war auf das Reinigungsziel „Weitgehende Stickstoffentfernung“ auszulegen. Die Anlage sollte mit wirtschaftlichen Vorteilen im Wettbewerb und unter Berücksichtigung der besonderen Anforderungen an Abwässer in ariden Gebieten angeboten werden können. Weiterhin sollte sie in einem Zielland (Tunesien) erprobt und vorgeführt werden. Die Komponenten der Anlage waren so zu gestalten, dass sie robust und einfach zu warten und Reparaturen mit vertretbarem Aufwand durchzuführen sind.

3 Stand von Wissenschaft und Technik

3.1 Verfahrensbeschreibung

Die getauchten Festbetten sind ein vergleichsweise junges Biofilmverfahren zur Abwasserreinigung, das sich getauchter und belüfteter Aufwuchskörper bedient, die aus fest montierten, strukturierten Kunststoff-Materialien bestehen. Das getauchte Festbettverfahren wird ohne Schlammrückführung betrieben. Der Abbau beruht auf den Mikroorganismen des Biofilms. Die höhere spezifische Biomasse pro Reaktorvolumen führt im Vergleich zum Belebungsverfahren zu kompakten Anlagenabmessungen. Durch die Gasblasen der Belüftung wird der Zuwachs an Biofilm auf den Aufwuchskörpern kontinuierlich abgeschert und mit dem behandelten Abwasser abgeführt. Infolge der relativ langen Verweilzeiten sind Festbetten auch für Abwässer mit stark schwankender Belastung einsetzbar. Es wird auf wenige mechanisch bewegte Teile wie Pumpen, Gebläsen und Rechen zurückgegriffen. Der Verstopfungsgefährdung der Aufwuchskörper ist durch geeignete Maßnahmen zu begegnen, wie sie im Abschnitt 3.3 zur Bemessung diskutiert werden.

Das Festbettmaterial muss so beschaffen sein, dass das Abwasser und die hindurchströmende Luft überall freien Zugang zum Biofilm findet sowie überschüssiger biologischer Schlamm mit dem Abwasser abgeführt wird. Dies kann durch die Sicherstellung vertikaler Kanäle über die gesamte Festbetthöhe erreicht werden. Hohlraumvolumina von 85 bis 95 % (unbewachsenes Material) sollen dafür sorgen, dass sowohl die hydraulischen Verluste als auch die Verstopfungsgefahr gering gehalten werden. Außerdem können Luft und Gase das Festbett von unten nach oben durchdringen und verlassen. Ein intensiver Austausch der Medien Sauerstoff, Substrat und Biomasse soll ermöglicht werden, auch weil die Verweilzeiten im Vergleich zu Tropfkörpern oder Biofiltern höher liegen.

Je nach Belastungsgrad der Reinigungsstufe können Materialien mit unterschiedlichen volumenspezifischen Oberflächen verwendet werden. Es empfiehlt sich, für die Bemessung einer Kaskadenanlage, in den vorderen Bereichen eine kleinere spezifische Oberfläche zu wählen als in den Nachfolgebereichen, um einer Verstopfungs-

gefahr entgegenzuwirken. Die Kaskadenbauweise ermöglicht aufgrund der Reaktionskinetik eine insgesamt bessere Reinigungsleistung. Insbesondere bei Anlagen mit Nitrifikation, aber auch für spezielle Abwasserzusammensetzungen ist die Ausbildung von unterschiedlichen Biozönosen vorteilhaft.

Die Belüftung übernimmt im getauchten Festbettreaktor zwei wesentliche Aufgaben. Zum einen wird der für den Abbau der Abwasserinhaltsstoffe notwendige Sauerstoff bereit gestellt. Andererseits sorgt die Belüftung, die flächig unterhalb der Festbetten installiert ist, für die notwendige Durchmischung der Flüssigphase der Reaktoren. Generell wird durch die infolge der Festbettelemente verzögerte Aufstiegsgeschwindigkeit der Luftblasen auch die Sauerstoffausnutzung verbessert [ATV, 2002].

3.2 Einsatz von getauchten Festbetten

Nach den ATV-Arbeitsberichten [ATV, 2003a] und nach [Schlegel, 1999, Schlegel, 2002] 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
- Kläranlagen, die saisonalen Schwankungen unterliegen, z.B. in touristisch stark frequentierten Regionen

Das Verfahren findet Anwendung in kleineren Kläranlagen (meistens bis 10000 EW) oder in Anlagen mit speziellen Reinigungsaufgaben. Da das Verfahren nur vergleichsweise geringfügig von schwankenden Substratkonzentrationen abhängig ist und gleichzeitig ein geringer Bedarf an Steuerungs- und Regelungstechnik vorliegt, ist es besonders für die dezentrale Abwasserreinigung geeignet [Schlegel, 1999, ATV, 2002].

3.3 Betrieb von getauchten Festbetten nach DWA

Im ATV-Arbeitsblatt-A 281 [ATV, 2001] sind die Bemessungsgrundlagen für Tropfkörper und Rotationstauchkörper beschrieben, die zum Teil auch auf Anlagen mit getauchten Festbetten übertragbar sind. Die [DIN 19557] ist anwendbar für physikalische, chemische und einsatztechnische Eigenschaften sowie bautechnischen Anforderungen an das Aufwuchsmaterial für getauchte Festbettanlagen.

Die getauchten Festbett-Reaktoren werden nach einer vorgegebenen flächenbezogenen Belastung ausgelegt und gebaut. Für Industrieabwasser werden in der Literatur je nach angestrebtem Reinigungsziel und der Abbaubarkeit der Abwasserverschmutzung Flächenbelastungen für die Kohlenstoffelimination zwischen 12 und 50 g CSB/(m²*d), für die Nitrifikation je nach Suspensagehalt 1,0 bis 2,5 g TKN/(m²*d) angesetzt [ATV, 2003a]. Auch bei hohen spezifischen Flächenbelastungen von zum Teil über 30 g CSB/(m²*d) und leicht abbaubaren Abwasserinhaltsstoffen ergaben sich Abbauwerte von teilweise über 90 % (Schlegel, 1999).

Die Regeln der DWA [DWA, 2007b] sehen allgemein für einen 90%igen Umsatz im Temperaturbereich von 10 bis 20 °C folgende flächenbezogenen BSB₅- bzw. TKN- Abbauraten und erforderliche Festbettaufwuchsflächen vor:

$$erf. A_{FB} = \frac{B_{d,BSB5,ZB}}{B_{A,BSB5}} + \frac{B_{d,TKN,ZB}}{B_{A,TKN}} < vorh. A_{FB}$$

mit: BSB₅-Flächenbelastung: $B_{A,BSB5} \leq 12 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ und

TKN-Flächenbelastung: $B_{A,TKN} \leq 1,75 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$

und:

erf. A_{FB} = erforderliche Festbettaufwuchsfläche in m²

vorh. A_{FB} = vorhandene Festbettaufwuchsfläche in m²

$B_{d,BSB5,ZB}$ = BSB₅-Tagesfracht im Zulauf in g/d

$B_{d,TKN,ZB}$ = TKN-Tagesfracht im Zulauf in g/d

Bei Kläranlagen für Ausbaugrößen zwischen 1.000 EW und 50 EW sind die Flächenbelastungen wie folgt linear abzumindern:

$B_{A,BSB5}$ von 12 g/(m².d) auf 6 g/(m².d) und

$B_{A,TKN}$ von 1,75 g/(m².d) auf 1,2 g/(m².d)

Stand von Wissenschaft und Technik

Das erforderliche Festbettvolumen ergibt sich aus dem Quotienten der erforderlichen Fläche und der volumenspezifischen Festbettoberfläche (m^2/m^3) der installierten Festbettkörper.

Eine weitere Differenzierung der Flächenbelastungen wird von [DWA, 2007a] nach dem Behandlungsziel vorgeschlagen. So wird für den Kohlenstoff-Abbau folgendes vorgeschlagen:

4 bis 6 g $BSB_5/(m^2 \cdot d)$ bzw. 8 bis 12 g $CSB/(m^2 \cdot d)$ für die Hauptbehandlung
6 bis 20 g $BSB_5/(m^2 \cdot d)$ bzw. 12 bis 40 g $CSB/(m^2 \cdot d)$ für die Vorbehandlung

Die eingesetzten Aufwuchsmaterialien mit den jeweiligen spezifischen Oberflächen sind in Verbindung mit dem Zulaufvolumenstrom den Flächenbelastungen anzupassen. Bei mittleren BSB_5 -Flächenbelastungen $\geq 20 \text{ g}/(m^2 \cdot d)$ im vorderen Bereich der Festbettstufe sollten $100 \text{ m}^2/m^3$ nicht überschritten werden. Mit abnehmender organischer Belastung (Nitrifikationsbereich) kann die theoretische spezifische Oberfläche bis auf $200 \text{ m}^2/m^3$ erhöht werden.

Die Berechnung der erforderlichen Sauerstoffzufuhr kann gemäß [ATV, 2000] unter Berücksichtigung folgender Ansätze erfolgen:

$$OV_{C,BSB_5} = 1,30 \text{ [kg } O_2 / \text{kgBSB}_5 \text{]}$$

OV_{C,BSB_5} ist der Sauerstoffverbrauch für den C-Abbau, auf den BSB_5 bezogen, der unabhängig von der Abwassertemperatur anzusetzen ist.

$$OV_N = 4,30 * (B_{d,TKN,ZB} - B_{d,orgN,\ddot{U}S} - B_{d,orgN,AN}) / B_{d,BSB,ZB} \text{ [kg } O_2 / \text{kgBSB}_5 \text{]}$$

OV_N ist der Sauerstoffverbrauch für die Nitrifikation. Die in die Biomasse eingebaute Stickstofffracht kann vereinfacht als $B_{d,orgN,\ddot{U}S} = 0,02 B_{d,BSB,ZB}$ angenommen werden und ist von der täglichen TKN-Fracht im Zulauf zum biologischen Reaktor abzuziehen genau wie die im Ablauf der Nachklärung verbleibende Fracht an organischem Stickstoff. Die Sauerstoffzufuhr ist analog zu [ATV, 2000] für alle maßgebenden Belastungszustände zu ermitteln.

In getauchten Festbettkläranlagen kann eine hohe simultane N-Elimination auch ohne separate Denitrifikationsstufe erreicht werden. Da diese Vorgänge nicht definiert ablaufen, kann keine genaue Aussage bezüglich des N-Eliminationsgrades gemacht werden. In der Literatur wird bei nitrifizierenden Anlagen von einer Elimination von 40-50 % vom zugeführten Stickstoff berichtet [Schulz-Meningmann, 1998; ATV, 2002]. In der Denitrifikation muss das Wasser durch Strömungserzeuger mit dem Biofilm des Festbettes in Kontakt gebracht werden. Getauchte Festbetten eignen sich wegen der starken Verschlämzung ohne Belüftung nicht sonderlich für die Denitrifikation. Aus diesem Grund sollte bei einer notwendigen Denitrifikation von mehr als 50 % in einer vorgeschalteten Denitrifikation auf andere Verfahren wie z.B. das Schwebebettverfahren zurückgegriffen werden (siehe Kapitel 3.4 zum Betrieb von Schwebebetten).

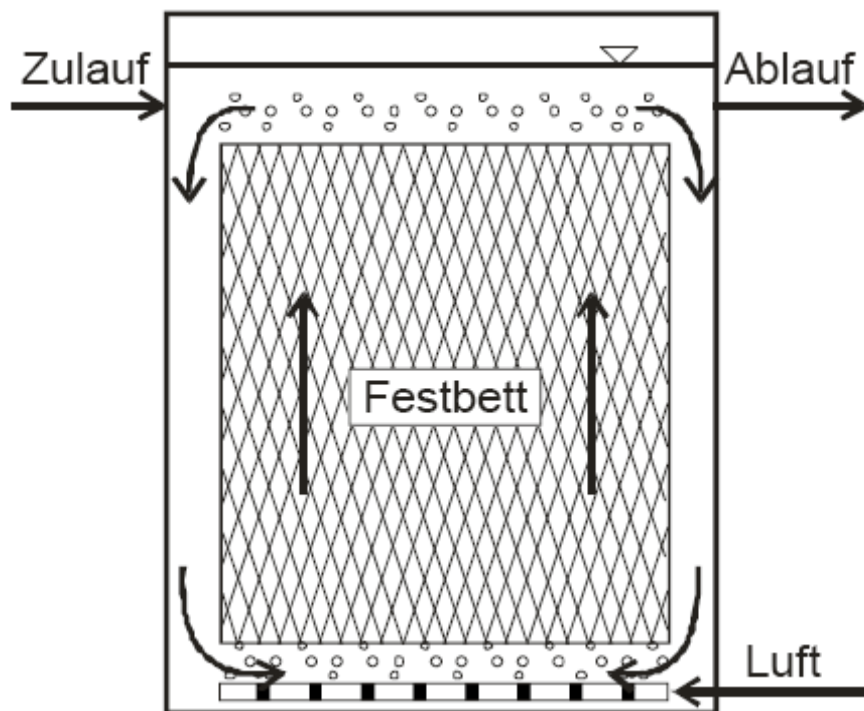


Abbildung 3.3.1: Schema des getauchten Festbett-Reaktors

Insbesondere die C-Stufen von getauchten Festbettkläranlagen sind in kurzen Intervallen zu entschlammen, z.B. mittels einer verstärkten Belüftung, weil die Festbettelemente sonst zuwachsen und die Hohlräume verstopfen können. Das wiederum würde die zur Verfügung stehende Bewuchsoberfläche und damit Reinigungsleistung verringern. So sollten z. B. die Festbetten täglich einer erhöhten Luftzufuhr ausge-

setzt werden, was durch Einschalten der vollständigen Gebläseleistung oder das Abschiebern einzelner Belüfterbereiche ermöglicht werden kann. Die Leerrohrgeschwindigkeiten (Luftvolumenstrom bezogen auf die Grundfläche) sollten während dieser Spülzyklen ≥ 20 m/h betragen, während des normalen Betriebes etwa 5 bis 10 m/h. Bei Anlagen mit dickeren Biofilmen sollten die Leerrohrgeschwindigkeiten entsprechend angepasst werden. Bei größeren Anlagen sollten nur zu etwa 80 % der Grundfläche mit Belüftern und Festbetten belegt werden, um die Ausbildung einer Strömungswalze zu ermöglichen, die Abwasser im gesamten Reaktorraum zirkulieren lässt (Abbildung 3.3.1).

3.4 *Betrieb von Schwebebetten*

Schwebebetten als Kläranlagenstufen werden durch Rührwerke und/oder das Belüftungssystem in Schwebelage gehalten. Die Dichte des Kunststoffmaterials der Schwebekörper hat hierbei eine wesentliche Bedeutung. Ziel muss eine unter den verschiedensten Betriebsbedingungen gleichförmige Verteilung der Schwebekörper in der Anlage sein. Dabei sind Auftriebskräfte durch Gasblasen (Stickstoff) oder die Belüftung ebenso zu berücksichtigen, wie Schwerkraft (Biofilm etc.). Auch nach Betriebsunterbrechungen muss sich das Schwebebett wieder in eine ideale Verteilung bringen lassen. Der Einsatz von Schwebebetten unter anoxischen Bedingungen für die Denitrifikation in Kläranlagen erfolgte selten und ist bisher noch keinen Bemessungsaktivitäten im deutschen Regelwerk unterzogen worden.

4 Demonstrationsanlage der GEA2H Water Technologies GmbH

4.1 Konzeption der Anlage

Das Projekt begann mit der Konzeption und dem Bau einer Versuchsanlage. Als Anlagengröße wurden 2 Einheiten etwa in der Größe von 20-Fuß-Containern gewählt. Zielanschlussgröße für die Anlage waren 200 EW. Als wesentlichen Grundgedanken bei der Konzeption der Anlage wurde für die Denitrifikation ein Schwebebett und für die belüfteten Stufen ein Festbett vorgesehen. Maßgeblich dafür waren nicht zufriedenstellende Erfahrungen mit strukturierten Packungen in dieser Funktion. Sowohl eine gute Durchmischung als auch der Austrag von Überschussschlamm ist bei fest eingebauten Packungen schwierig. Umgekehrt bieten Festbetten in den belüfteten Zonen deutliche Vorteile. Insbesondere erleichtern sie den kaskadierten Aufbau der biologischen Stufe, wodurch sich für die Nitrifikation günstige Rahmenbedingungen schaffen lassen.

Als Ergebnis der Konzeptionsphase wurde das verfahrenstechnische Fließbild mit folgenden Stufen festgelegt:

- a) Rechen mit 2 mm Lochweite
- b) Schwebebett-denitrifikationsreaktor (Füllkörperdichte > 1 kg/L)
- c) Rückhaltung der Schwebebettkörper (2H-BCN 009) über von unten mit Prozessluft gespülte Siebe
- d) Aerobe Festbettstufe (ursprünglich FB21.33/07, später umgerüstet auf BIOdek® KVP 623) zur C-Elimination
- e) Zwischenklärung mit Schrägklärelementen (TUBEdek® FS41.84 ; 60°)
- f) Festbettnitrifikation (ursprünglich FB10.19 und FB12.19, später umgerüstet auf BIOdek® KVP 623)
- g) Nachklärung mit Schrägklärelementen (TUBEdek® FS41.50 ; 60°)
- h) Schlammindickung
- i) (optional) Aerob-thermophile Stabilisierung

Hierbei lagen bei den einzelnen Stufen folgende Überlegungen zugrunde:

Vorreinigung

Im Rahmen der Forschungsanlage wurde bei der Vorreinigung auf typische Einlaufbauwerke wie Sand- und Fettfang oder Grobrechen verzichtet, da die Konzeption dieser Komponenten sehr stark von lokalen Gegebenheiten abhängt und in der Regel auf jeder Kläranlage vorhanden sind. Als Ausgangspunkt wurde ein Pumpensumpf zugrunde gelegt, von dem das Abwasser mit einer Tauchpumpe der Anlage zugeführt werden kann.

Feinsieb

Festbettsysteme enthalten viele Strukturen, an denen sich Feststoffe und Fasern verhaken können. Aus diesem Grund ist eine weitgehende Entfernung von Feststoffen unverzichtbar. Für die Anlage wurde ein statisches Sieb mit 2 mm Lochweite ausgewählt. Die Reinigung erfolgt über eine rotierende Bürste, die gleichzeitig das Siebgut dem Siebgutbehälter zuführt.

Denitrifikation mit Schwebebettelementen

Ein wesentliches Unterscheidungskriterium der Schwebebettelemente gilt deren Dichte. Die Dichte dieser Körper liegt stets in der Größenordnung der Dichte des Wassers. In beruhigten Zonen kommt es zum Aufschwimmen oder Absinken der Elemente (je nach verwendeter Materialdichte, die etwas größer oder etwas kleiner als 1 kg/l sein kann). Für die Versuchsdurchführung und die Reaktorkonzeption wurde eine Materialdichte > 1 kg/l gewählt, die sich wie folgt begründet:

- Deckung einer Wissenslücke: Bisher liegen keine entsprechenden Erfahrungsberichte vor
- Vorteile bei der Denitrifikation durch Vermeidung von Luftkontakt
- Reduzierung des Potentials zur Bildung einer als Schwachstelle erkannten Schwimmschlammschicht
- Schwebebetrückhalt im Ablauf durch eine Sink-Trennung

Das eingesetzte Produkt BCN 009 hat eine spezifische Oberfläche von $836 \text{ m}^2/\text{m}^3$.

Durchmischungskonzept für den Schwebebettreaktor

Hinsichtlich der Durchmischung der Schwebebettkörper und der Gestaltung eines geeigneten Rührorgans (Abbildung 4.1.1) wurden Versuche mit einem dreiflügeligen Hohlkörperrührwerk durchgeführt, das mit geringer Drehzahl eine besonders scherkraftarme Durchmischung im Reaktor bewirkt. Die spezifisch schwereren Schwebebettelemente (100 l) wurden in einem Versuchsreaktor mit ca. 500 l Volumen eingefüllt und innerhalb von etwa 10 Sekunden vollständig in Schwebelage gebracht. Eine nachteilige Trombenwirkung wurde erst bei unnötig hohen Drehzahlen festgestellt. Ein hydromechanisch ähnliches Hohlkörperrührorgan wurde in die Demonstrationsanlage integriert.

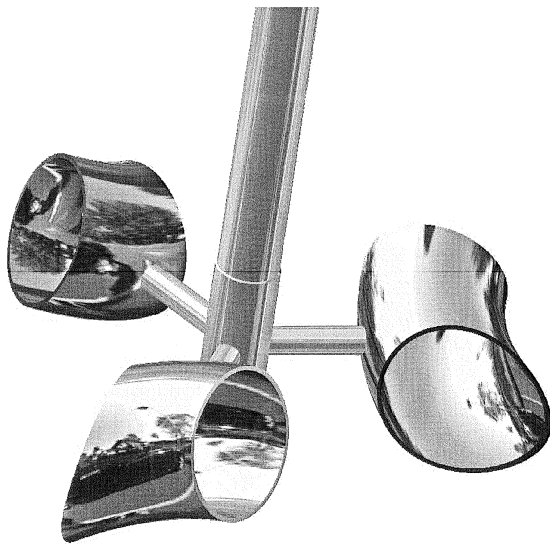


Abbildung 4.1.1: Hohlkörperrührwerk

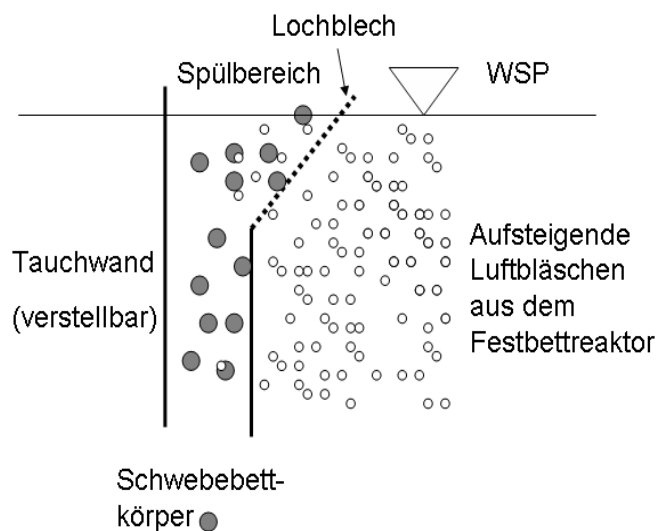


Abbildung 4.1.2: Schemaskizze der Rückhaltevorrichtung

Rückhaltekonstruktion für das Schwebebett

Die Rückhaltekonstruktion besteht aus einem abgewinkelten Lochblech, das eine Passage der Schwebekörper verhindert, jedoch blasengängig ist. Auf diese Weise werden die Schwebebettelemente mit der durchtretenden Luft aufgewirbelt (Abbildungen 4.1.2 und 4.5.5).

Die Tauchwand vor dem Spülsieb wurde in der Container-Versuchsanlage verstellbar ausgeführt, sodass die Effekte verschiedener Aufströmgeschwindigkeiten vor der Trennzone variiert werden können.

Optimierung der Überschussschlammmentfernung

Hinsichtlich der Entfernung des Primär- und Überschussschlamms wurden verschiedene Konzepte betrachtet.

- **Vorklärung:**
Diese soll vermieden werden, um einen höheren Kohlenstoffgehalt (insbesondere wegen der zu erwartenden hohen Stickstoffkonzentrationen) zu erhalten.
- **Zwischenklärung:**
Bei der Abwägung der Vorteile einer Zwischenklärung vor der Nitrifikation gegenüber den Kosten dieser Stufe im Hinblick auf die höhere hydraulische Belastung durch die Rezirkulationswassermenge ergab sich eine Priorität für eine Zwischenklärung – insbesondere, da diese durch die Verwendung von Lamellenklärpaketen baulich kompakt ausgestaltet werden kann.
- **Nachklärung:**
Für die Nachklärung werden ebenfalls Lamellenklärer vorgesehen. Aufgrund der Zwischenklärung wird der Schlammanfall dort sehr gering sein. Zusätzlich wird im Rahmen des Probetriebes untersucht, ob bei sehr kleinen Anlagen mit geringeren Anforderungen an den Restfeststoffgehalt ausreichend Feststoffe im Festbett zurückgehalten werden, so dass auf eine Nachklärung verzichtet werden könnte. In diesem Fall würden die Feststoffe im Festbett durch Spülphasen entnommen.

Festbett C- sowie N-Stufe

Nachdem zunächst strukturierte Packungen mit einer Kreuzstruktur eingesetzt wurden, hat man sich nach dem Probetrieb der Anlage in der Kläranlage Halle dazu entschlossen, die Festbetten mit einer strukturierten Packung mit vertikalen Kanälen auszurüsten. Dies ist im Hinblick auf die Vermeidung eines Verstopfens der Kanäle durch Schlamm vorteilhaft, erfordert aber eine gleichmäßige Belüftung von unten, um alle Kanäle gleichmäßig mit Luft zu durchströmen. Das eingesetzte Produkt BIOdek® KVP 623 verfügt über Kanaldurchmesser mit 23 mm Durchmesser und ist für hohe Belastungen geeignet. Die spezifische Oberfläche beträgt $125 \text{ m}^2/\text{m}^3$.

4.2 Bau der Anlage im technischen Maßstab

Die Anlage besteht aus einer Kombination von zwei Containern, in der die Reaktoren, Absetzbecken, Schlammbehandlung, Technik- und Kontrollräume untergebracht sind.

Die Anlage ist mit der speicherprogrammierbaren Regelung/Steuerung ausgestattet, die bereits auf dem Betriebsgelände der GEA 2H-Water Technologies überprüft wurde (Abbildung 4.2.1). Der Container wurde am 14.07.2006 beim Projektpartner auf der Kläranlage Halle-Nord aufgestellt.



Abbildung 4.2.1: Gesamtansicht der Containerkombination auf dem Betriebsgelände der GEA 2H-Water Technologies



Abbildung 4.2.2: Blick auf das Belüftersystem in einer Reaktorkammer vor der Befüllung mit den Festbett-Füllkörpern



Abbildung 4.2.3: Einbau der Festbett-Füllkörper durch Beschäftigte der GEA 2H-Water Technologies

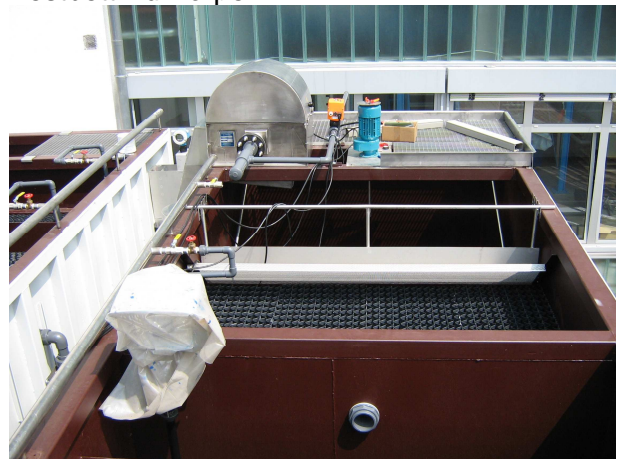


Abbildung 4.2.4: Blick auf einen Container. Hinten links befindet sich die Rechenanlage, daneben der Rührwerksmotor und ein ansteuerbarer Kugelhahn

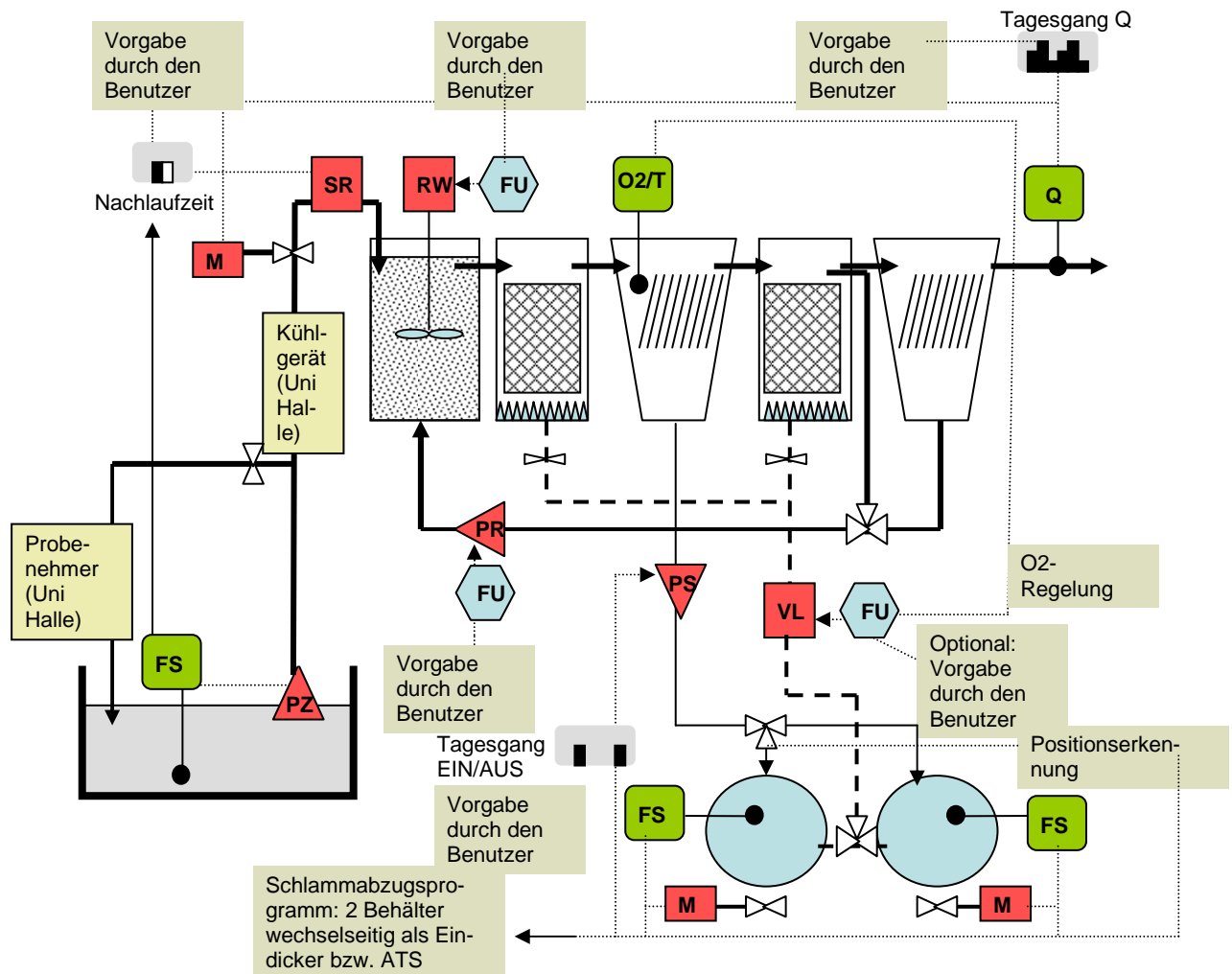


Abbildung 4.2.5: Verfahrensschema der halbtechnischen Containeranlage
 Bezeichnungen: FS=Füllstandsmessung; M=Motorisch betriebene Armatur; SR=Siebrechen; RW=Rührwerk; FU=Drehzahlregelung mit Frequenzumformer; PZ=Zulaufpumpe; PS=Schlamm-
 pumpe; PR=Rezirkulationspumpe; O₂/T=Sauerstoff/Temperaturmessung; Q=Abflussmengen-
 messung; VL=Verdichter zur Belüftung

Das Verfahrensschema der Anlage (siehe Abbildung 4.2.5) beinhaltet neben den im Antrag dargestellten Verfahren zusätzlich eine aerob-thermophile Schlammbehandlung, die chargenweise in zwei Behältern durchgeführt wird.

4.3 Auswerten von Betriebserfahrungen

Bei der Auswertung von Betriebsergebnissen bestehender Festbettanlagen wurden die Daten der Kläranlagen B und H herangezogen. Während die Kläranlage H zur alleinigen C-Elimination ausgelegt wurde, ist das Reinigungsziel der Anlage in B höher angesetzt. Die Anlage wurde zur weitergehenden Abwasserreinigung mit Nitrifi-

kation und Denitrifikation ausgelegt. Bei der Anlage B wurde vom planenden Ingenieurbüro eine Festbett-Denitrifikation ohne Aggregate zur Umwälzung vorgesehen. Gleichzeitig wurde keine Zugangsmöglichkeit zum Bereich unter dem Festbett bei entleertem Becken vorgesehen. Die Beckenfläche ist vollständig mit Festbettmaterial ausgefüllt. Zusätzlich wurde auf ein Vorklärbecken verzichtet. Die ungünstige Kombination dieser verfahrenstechnischen Merkmale führte zu einer Verschlammung des Bodenraums in der Denitrifikationszone. Kurioserweise wurden trotz oder gerade wegen des Schlammes am Boden im ersten Betriebsjahr sehr gute Reinigungsergebnisse erzielt.

Die folgende Zusammenstellung zeigt die Betriebsauswertung der Kläranlage B:

Die KA B wurde für 2000 E+EW bemessen. Die Bemessungsfrachten wurden entsprechend dem Regelwerk [ATV, 2000] berechnet.

Die Siedlungsentwässerung erfolgt im Verbund von Mischsystem (alte Ortsteile) und Trennsystem (neue Wohngebiete)

Verfahrenstechnik:

Vorklärung mit Feinsieb

2.375 m² Festbettfläche zur Denitrifikation

11.900 m² Festbettfläche zur C-Elimination

10.800 m² Festbettfläche zur Nitrifikation

Nachklärung, Nitrat-Rezirkulation

Inbetriebnahme: Herbst 2000

Datenauswertung: Zur Auswertung wurde der Erhebungszeitraum 2002 herangezogen. Als Datengrundlage standen wöchentlich durchgeführte Analysewerte zur Verfügung.

Ergebnisse: Die flächenspezifischen Umsatzraten, welche zur Bemessung herangezogen wurden, sind in Tabelle 4.3.1 den betrieblich ermittelten Umsatzraten gegenübergestellt.

Die Berechnungen beruhen auf den Jahresmittelwerten, als Streumaß ist der Bereich einer Standardabweichung (n=12 Monatsmittelwerte) über und unter dem Jahresmittelwert dargestellt.

Zur Bilanzierung wurden folgende Annahmen getroffen:

- a) Parallel zur Nitratelimination findet ein BSB₅-Abbau im Verhältnis von 4,5 g BSB₅/g NO₃-N statt.

Tabelle 4.3.1: Flächenspezifische Umsatzraten der Kläranlage B (Bemessung und Messwerte)

	Deni-C g BSB ₅ /m ² *d	Deni-N g N/m ² *d	C-Stufe g BSB ₅ /m ² *d	N-Stufe g N/m ² *d
Bemessung (Lit.)		2 - 4	8 - 12	2 - 4
Bemessung (KA B)	8,0	3,5	8,0	1,1
Mittel - STABW	11,3	3,2	-3,0	1,2
Mittelwert	30,9	8,8	1,8	2,3
Mittel + STABW	50,5	14,4	6,5	3,5

b) Die gesamte TKN-Fracht ergibt sich zu 2/3 aus NH₄-N, und zu 1/3 aus organischen N-Verbindungen. Die gemessenen NH₄-N Frachtwerte wurden folglich mit dem Faktor 1,5 auf TKN-Werte umgerechnet. Diese Größenrelation konnte durch wenige Einzelmessungen im Jahresverlauf bestätigt werden.

c) In der N-Bilanz wurde ferner ein bestimmter Anteil inkorporierter N-Verbindungen (2 % pro abgebauten BSB₅) und eine mittlere N_{org}-N-Konzentration von 2 mg/L im Ablauf der Anlage berücksichtigt. Diese Werte sind der Literatur entnommen (ATV, 2000).

d) Aufgrund dieser Annahmen wurde die N-Bilanz nur anhand der NH₄-N-Zulauf- bzw. Ablaufwerte berechnet.

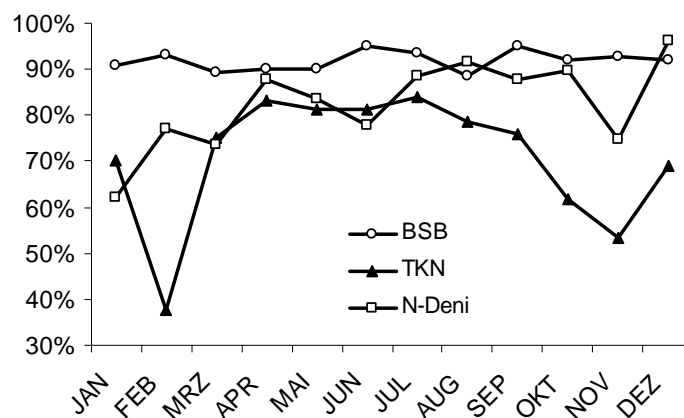


Abbildung 4.3.1: Mittlere Eliminationsraten für BSB₅, TKN (Nitrifikation und Inkorporation) und Nitrat (ausgehend vom nitrifizierten TKN) der KA B im Betrachtungszeitraum 2002

Auffällig ist, dass die tatsächlich ermittelten Umsatzraten zumeist deutlich höher liegen als die zur Bemessung zugrunde gelegten, d.h. mit den verwendeten Werten liegt man auf der sicheren Seite. Die Denitrifikationsrate im anoxischen Festbett liegt mit $8,8 \text{ g N/m}^2\text{d}$ mehr als doppelt so hoch wie angesetzt. Dieser Befund ist vermutlich auf Schlammablagerungen zurückzuführen, die ihrerseits als – neben den Festbettflächen – zur Denitrifikation beitragen. Die BSB_5 -Eliminationsraten in der Denitrifikation lassen sich anhand der Nitratelimination berechnen (Annahme Faktor $4,5 \text{ g BSB}_5/\text{g Nitrat-N}$). Demzufolge liegt die BSB_5 -Elimination bereits deutlich über der Tagesfracht, sodass sich eine rechnerisch negative BSB_5 -Elimination in der C-Stufe ergibt. Es kann also davon ausgegangen werden, dass die C-Belastung der C-Stufe sehr gering war, sodass sich hier bereits eine Nitrifikation eingestellt hat. Entsprechend liegen die Nitrifikationsleistungen der Anlage höher, etwa im doppelten Bemessungsbereich ($2,3 \text{ g N/m}^2\text{d}$).

In der weiteren Betriebszeit hat die zunehmende Verschlämmung der Denitrifikationsreaktoren eine Umkehr der guten Ergebnisse bewirkt, sodass nunmehr unzureichende Ergebnisse erzielt wurden.

4.4 Untersuchungen zum Lufteintragsvermögen in Karlsruhe

Die Ergebnisse legen nahe, dass der Lufteintrag in Festbetten durch zwei Faktoren beeinflusst wird: Einerseits führt eine Verlängerung der Verweilzeit durch die Ablenkung der Luftblasen zu besseren Eintragswerten. Andererseits ist eine Koaleszenzwirkung der Luftbläschen festzustellen. Durch die Vereinigung kleiner zu größeren Luftblasen vermindert sich die Phasengrenzfläche und der Sauerstoffübergang wird herabgesetzt. Die Ergebnisse deuten an, dass die Koaleszenzwirkung bei feinblasigen Belüftern überwiegt und der Sauerstoffübergang in der Gesamtbetrachtung wird herabgesetzt. Bei mittelblasigen Belüftern und höherem Luftdurchsatz ist die Koaleszenzwirkung weniger bedeutungsvoll und es zeigen sich kaum noch Unterschiede zwischen den Belüftungskurven, die in den Versuchen mit Einbauten gegenüber dem Blindversuch ermittelt wurden.

4.5 Aufbau, Inbetriebnahme und Erprobung der Demonstrationsanlage

Untersuchungen in Halle

Die Demonstrationsanlage wurde am 14.07.2006 in Halle auf der Kommunalen Kläranlage Nord aufgestellt. Die hydraulische Inbetriebnahme konnte jedoch erst vom 16. bis 20. Oktober 2006 erfolgen.

Bei der Inbetriebnahme zeigten sich einige Mängel des Prototyps, die mittlerweile behoben werden konnten, z.B.:

- Messgeräte (O_2 , Q) zu kalibrieren
- Schwingungen in der Zulauf- und O_2 -Regelung (→ Reglerverhalten optimiert)
- Schwingungen im Bereich der Rührwerksauflagerung (→ Reduzierung der max. Drehzahl)
- Rohrführung der Luftdruckversorgung führt zu hohen Verlusten (→ Änderung der Rohrführung)

Ferner wurde die Anlage mit einer Fernüberwachung ausgestattet, mit den Funktionen:

- Fehler-, bzw. Alarmmeldung an die verantwortlichen Sachbearbeiter der MLU
- Tägliche elektronische Post der Betriebszustände (Log-Datei) an alle Projektbeteiligten

Die Fernüberwachung ermöglicht zudem Modifizierungen der Steuerungsprogrammierung vom Standort Aachen.



Abbildung 4.5.1: Gesamtansicht der Containeranlage. Hinten: Messcontainer der MLU. Die beiden Container im Vordergrund zeigen die Rückseite der GEA 2H Water Technologies-Versuchsanlage



Abbildung 4.5.2: Ansicht der GEA 2H Water Technologies-Containeranlage von der Vorderseite (Eingangsseite zum Schaltraum)

Demonstrationsanlage der GEA2H Water Technologies GmbH



Abbildung 4.5.3: Sicht auf die Containeranlage. Im vorderen Behälter sind die drei Nitrifikationskaskaden zu erkennen

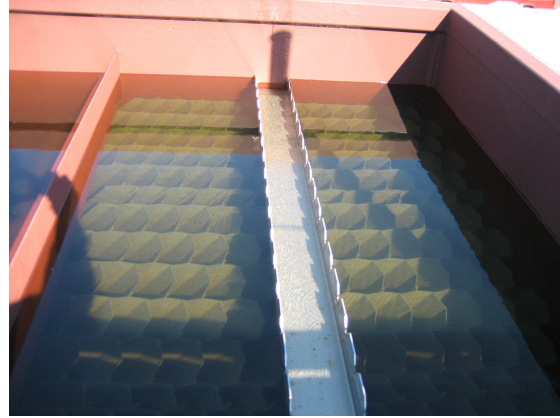


Abbildung 4.5.4: Zwischenklärung mit Lamellen und Ablaufrinne

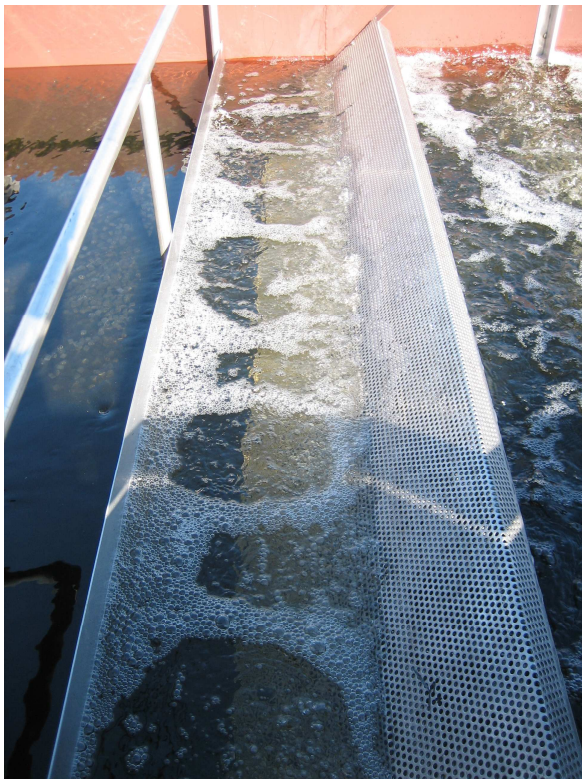


Abbildung 4.5.5: Vorrichtung zum Rückhalt der Schwebkörper aus der Denitrifikationsstufe. Links: Verstellbare Tauchwand. Rechts: Schräg gestelltes Lochblech zur Spülung der Schwebebettelemente

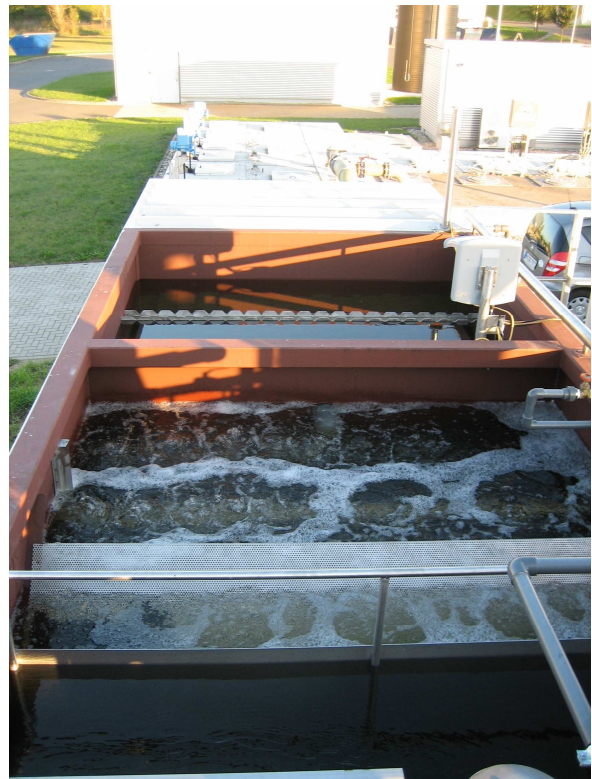


Abbildung 4.5.6: Teilansicht der Anlage vom Bereich des Rechens fotografiert. Zu sehen sind Tauchwand, Trennsieb, die erste Festbettstufe und die Zwischenklärung im Hintergrund

Die wichtigsten Ergebnisse zum Betrieb der Anlage lassen sich qualitativ wie folgt zusammenfassen:

1. Die Konzeption der Anlage hat sich als tauglich erwiesen. Technische Änderungen waren lediglich in einem Detail nötig: Das Lochblech erwies sich als zu niedrig und musste erhöht werden. Dieser Fehler in der Konzeption hatte zur Folge, dass die Schwebkörper in einer Ausnahmesituation, bedingt durch einen unbe-

absichtigten kurzzeitigen Aufstau, in die nachgeordneten Reaktoren gelangten. Hieraus ergaben sich häufigere Blockaden der Schlammpumpe. Beim Ausbau der Füllkörper zur Vorbereitung der Verschiffung fanden sich zudem insbesondere an den Stoßkanten der Füllkörperpakete verhakte Schwebeteilchen, an denen sich klumpiger Biofilm verfangen hatte. Dadurch waren bis zu 25 % der Kanäle in der C-Stufe nicht mehr frei durchströmbar.

Dies unterstreicht die Notwendigkeit, den Abtrieb der Schwebeteilchen auch bei anormalen Betriebssituationen zu verhindern.

2. Die weiteren Komponenten der Anlage arbeiteten ohne nennenswerte Störungen.
3. Die Reinigungsleistung entspricht weitgehend den Erwartungen. Es wurde mit dem Projektpartner vereinbart, im verbleibenden Zeitraum auch Überlastsituationen und Grenzzustände zu berücksichtigen (siehe Kapitel 6.5 Demonstrationsanlage: Erprobungsbetrieb in Halle).
4. Die Schlammbehandlungsstufe ist hinreichend, um eine Geruchsbildung zu unterbinden.
5. Das Konzept der Zwischenklärung hat sich als tragfähig erwiesen. Bei einigen durchgeführten Versuchsszenarien war die Feststoffbelastung im Ablauf so gering, dass sich die finale Nachklärung als vollkommen überdimensioniert zeigte. In der großtechnischen Praxis kann daher die Absetzstufe reduziert werden. Unter bestimmten Voraussetzungen, die noch zu definieren sind, lässt sich auf die abschließende Feststoffabtrennung verzichten. Insbesondere bei hohen Rezirkulationsverhältnissen und geringer Belastung im Rohabwasser.

Konstruktive Zwänge der Versuchsanlage erwiesen sich bei der Ausformung des Trichterbodens als nachteilig. Der abgesetzte Schlamm wurde z.T. nicht von der Schlammpumpe erfasst und anaeroben oder anoxischen Prozessen unterworfen, die zu einer Gasbildung und zum Aufschwimmen einzelner „Schlammiseln“ führen. Diese Probleme lassen sich aber bei großtechnischen Anlagen vermeiden. Probleme durch Schwimmschlamm bildung konnten durch das Anfang 2008 eingebaute pneumatische Räumsystem beseitigt werden.

Der Betrieb in Halle wurde bis zum 15.04.2008 fortgesetzt. Von April 2007 bis April 2008 konnte die Demonstrationsanlage im funktionstüchtigen Zustand betrieben werden. Vorgeklärtes Abwasser der Kläranlage Halle-Nord wurde für den Versuchsbetrieb verwendet. Es wurden von den Mitarbeitern der Uni Halle-Wittenberg ver-

schiedene Rezirkulations/Zulauf-Verhältnisse eingestellt (siehe Tabelle 4.5.1), um deren Einfluss auf die Reinigungsleistung zu evaluieren. Durch wöchentlich zweimal stattfindende Beprobungen aller Anlagenstufen sollte die Effektivität einzelner Reinigungsstufen innerhalb dieser sieben Versuchsregime untersucht werden.

Tabelle 4.5.1: Versuchsreihen mit dazugehörigen Versuchsbedingungen (Volumenströme Zulauf/Rezirkulation m^3/h ; Rücklaufverhältnis RV; Umgebungstemperatur T_U , Abwassertemperatur T_W)

Versuchsreihe	Zulauf in m^3/h	ReZi in m^3/h	RV = ReZi/Zulauf	T_U in $^{\circ}C$	T_W in $^{\circ}C$
C1	1	2,5	2,50	10...15	13...16
C2	1	1,75	1,75	15...20	15...19
C3	0,5	1,75	3,50	20...30	17...23
C4	0,5	4,5	9,00	15...20	16...20
C5	1,5	2,5	1,67	10...15	14...19
C6	2	2,5	1,25	0...5	11...14
C7	1,25	2,5	2,00	5...15	8...14

Zur Überwachung der Reinigungsleistung wurde der Abbau von organischen und stickstoffhaltigen Verbindungen gemessen. Dazu wurden die Konzentrationen von CSB (vereinzelt BSB₅), Nitrat, Nitrit, Ammonium und Gesamtstickstoff (TN) ermittelt. Die Auswertung der Messergebnisse erfolgt in Kapitel 6.5 (Demonstrationsanlage: Erprobungsbetrieb in Halle).

Danach wurde die Verschiffung zum Auslandseinsatz in Tunesien geplant und umgesetzt.

Zur Vorbereitung auf den Einsatz im Ausland wurden noch einige technische Änderungen an der Anlage durchgeführt:

- Erneuerung von Teilen der Luftzufuhrleitung durch Edelstahlleitungen
- Ergänzung der Sauerstoffsonde mit einer Spülvorrichtung
- Komplette Erneuerung aller Kunststoffkomponenten aus 2H-Produktion (Festbetten und Lamellenklärer)
- Änderungen der Steuerungseinheit, Ergänzung mit französischem Befehlssprachsatz
- Änderungen an der Arbeitsbühne
- Ergänzung der Reaktoren mit einem Sonnenschutz zur Vermeidung übermäßigen Algenwachstums
- Beschaffung eines weiteren Niveaumessgeräts zur Steuerung der Zulaufpumpe

Das Anlagenkonzept wurde in Teilen bei der Ertüchtigung der Kläranlage B großtechnisch umgesetzt.

4.6 Durchführung von Feldtests im Zielland - Optimierung der Demonstrationsanlage

Auswahl des Standorts

Die Konzeption der Testanlage wurde mehreren Vertriebspartnern der GEA 2H Water Technologies GmbH, die in potenziellen Zielländern aktiv sind, vorgestellt.

An den Standort wurden folgende Anforderungen an die Rahmenbedingungen gestellt:

1. Ortschaft mit Einwohnerzahl im Bemessungsrahmen (200EW)
2. Kanalisation vorhanden
3. Zur Zeit keine Kläranlage vorhanden

Insbesondere die Voraussetzung Nr. 2, eine vorhandene Kanalisation, erwies sich als kritischer Faktor. Schlussendlich entschied man sich für eine Aufstellung in Tunesien. Hierfür waren folgende Überlegungen maßgebend:

1. Tunesien als Mittelmeeranrainer und auf Tourismus angewiesenes Gebiet entspricht den Vermarktungsüberlegungen der GEA 2H Water Technologies GmbH.
2. Der Partner CITET verfügt über eigene Laboreinrichtungen zur Abwasseruntersuchung und wurde wegen der Zusammenarbeit mit der GTZ als vertrauenswürdig eingeschätzt.
3. Das CITET führt selbst Demonstrationsvorhaben aus und sucht eine informative Wirkung im arabischen Raum.

Durchführung von Tests im Zielland

Seitens des CITET wurde der Standort Bent Saidane, ca. 70 km von Tunis angeboten. Die Zusammenarbeit wurde in einem Vertrag zwischen dem CITET und der GEA 2H Water Technologies GmbH geregelt, die Projektrealisierung gestaltete sich jedoch schwierig und bürokratisch.

Demonstrationsanlage der GEA2H Water Technologies GmbH



Abbildung 4.6.1: Infrastrukturvorbereitung für den Betrieb der Anlage; vorn: die Fundamente; hinten: Betriebsgebäude



Abbildung 4.6.2 : Gesamtansicht der Anlage zum Projektende 2010

Die Inbetriebnahme der Anlage in Tunesien wurde von zahlreichen Schwierigkeiten überschattet, die zum Teil bis zum Projektabschluss angehalten haben.

U.a. wurde die erforderliche Infrastruktur (Fundamente; Stromversorgung) erst verspätet vom CITET bereitgestellt. Die Pumpvorlage zur Zuführung des Abwassers wurde nicht entsprechend den Absprachen mit dem CITET umgesetzt und war nicht zur Zurückhaltung des allgegenwärtigen Feinsands geeignet.

Demonstrationsanlage der GEA2H Water Technologies GmbH

Erst eine Einbeziehung des tunesischen Vertriebspartners der GEA 2H Water Technologies, Fa. TESCO, führte zu Verbesserungen.

Als Folge des Fehlens eines entsprechend dimensionierten Sandfangs sind verschiedene Schäden entstanden, die zwischen Dezember 2008 und Mai 2009 den Betrieb unterbrachen. Die Schäden wurden auf Kosten der GEA 2H Water Technologies repariert. Die Anlage wurde danach gereinigt und mit Abwasser gefüllt. Im Mai 2009 hat sich wieder ein Bewuchs mit Mikroorganismen eingestellt. Die vorliegenden Ergebnisse zur Reinigungsleistung der Demonstrationsanlage in Bent Saidane in der zweiten Hälfte 2009 sind in Kapitel 6.6 zusammengefasst. Laut Aussage des Servicetechnikers des GEA-Partners läuft die Anlage seitdem stabil und mit einem sehr sauberen Klarwasserablauf.

5 Material und Methoden

Die getauchten Festbett-Reaktoren für die Versuche im Labormaßstab zum Einfluss der Temperatur und erhöhter Salzkonzentrationen (Kapitel 5.1), des Aufwuchsmaterials (Kapitel 5.2) und der Betriebsweise (Kapitel 5.3) wurden in Anlehnung an die Richtlinien der DWA [ATV, 2002] konzipiert und aufgebaut (Abbildung 5.1). Die Abbildungen 5.2 a und b zeigen die gesamte Versuchsanlage und Abbildung 5.3 die Draufsicht eines einzelnen Reaktors.

Die Begasung mit Druckluft wurde von perforierten Belüftungsrohren bzw. aufgesetzten Aquariumsbelüftungsdiffusern am Reaktorboden gewährleistet. Eine Umwälzpumpe ($Q=150 \text{ l/h}$) wurde in einem kleinen Behälter an der Seite des Reaktors eingebaut, um zusammen mit der Belüftung eine möglichst vollständige Durchmischung des getauchten Festbett-Reaktors zu erreichen.

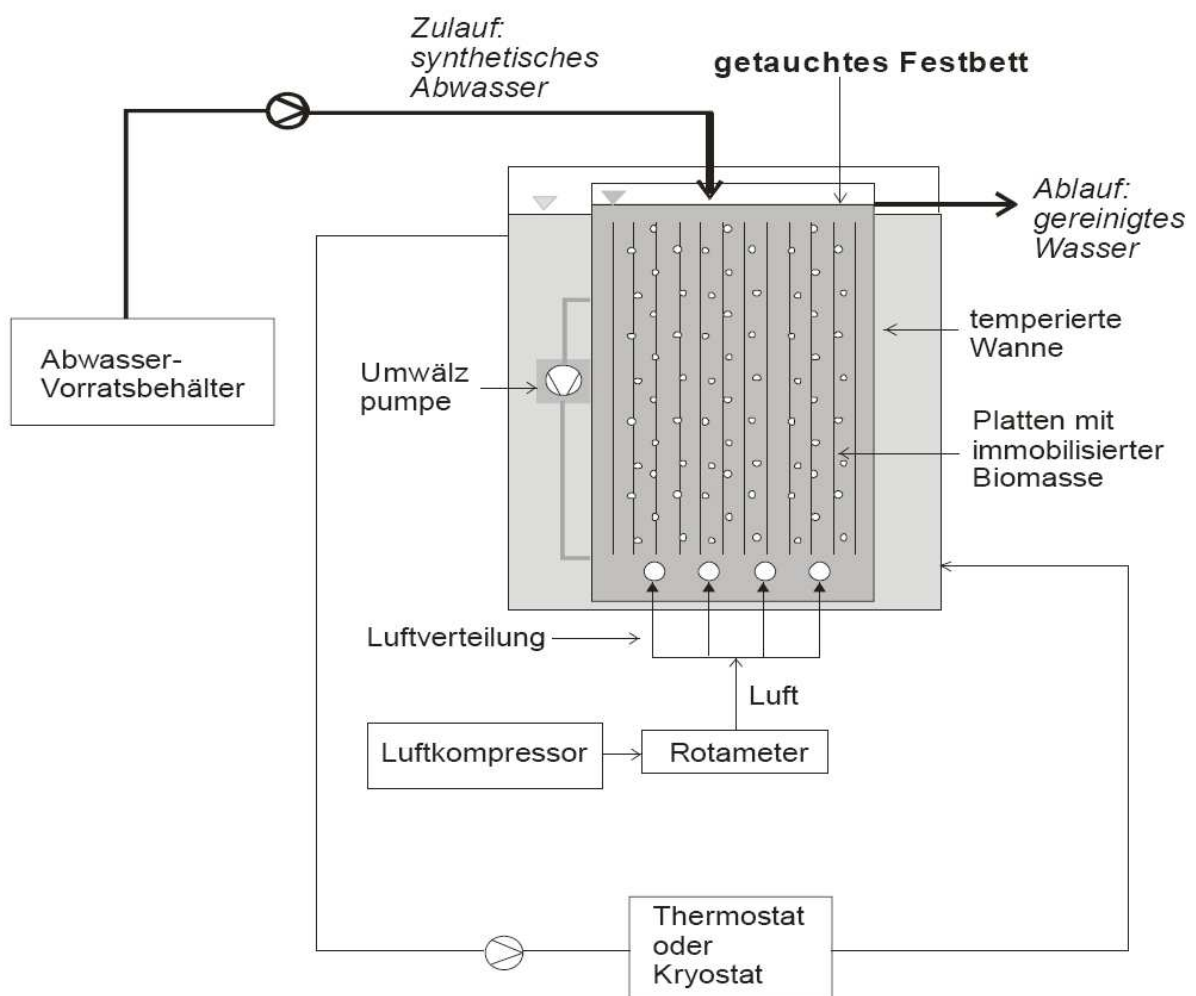
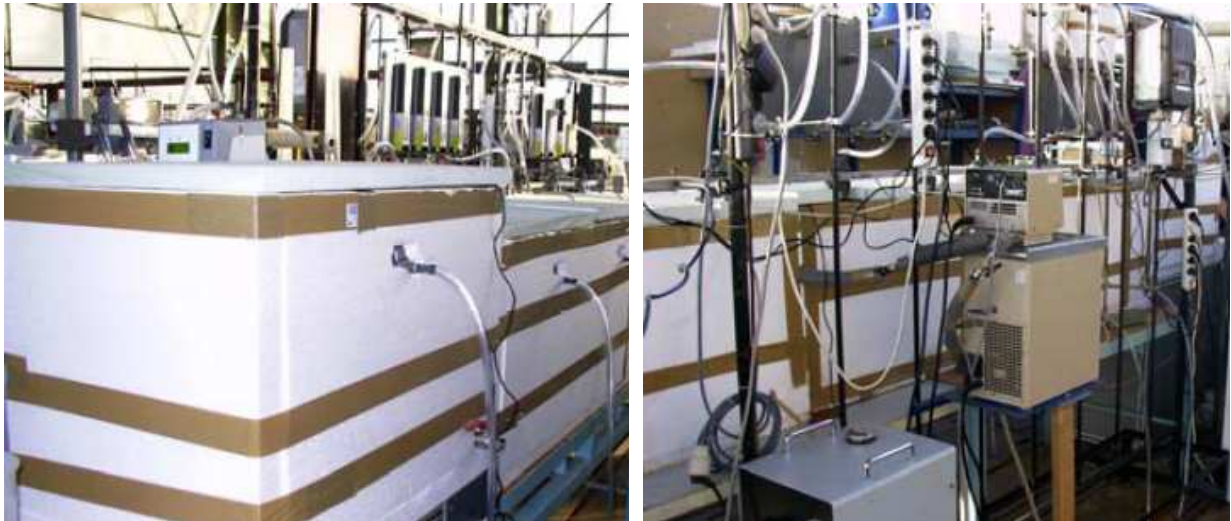


Abbildung 5.1: Prinzipieller Aufbau der Versuche im Labormaßstab



Abbildungen 5.2 a/b: Versuchsanlage mit getauchten Festbettreaktoren im Labormaßstab



Abbildung 5.3: Getauchter Festbettreaktor (Draufsicht)

5.1 Temperatur- und Salzuntersuchungen

Zu den Untersuchungen des Einflusses der Temperatur und des Salzgehaltes wurden über mehrere Jahre verschiedene Versuchsreihen mit unterschiedlichen Belastungen, hydraulische Verweilzeiten und Substratzusammensetzungen durchgeführt, die unterschiedlichen Versuchszeiträumen zugeordnet werden können und in Tabelle 5.1.1 aufgelistet sind. In den Versuchsreihen 3 und 7 ist der Einfluss von hohen

Material und Methoden

Salzkonzentrationen mit untersucht worden. Ein wesentlicher Unterschied zwischen den beiden Versuchsreihen bestand in der Verwendung von synthetischem bzw. kommunalem Abwasser. In Versuchsreihe 3 wurde versucht, die C- und N-Belastungen relativ konstant zu halten. In Versuchsreihe 7 war dies nicht möglich, da ein Zulauf-Vorratsbehälter zweimal wöchentlich mit dem gerade aus der Vorklärung der Kläranlage Halle-Nord zur Verfügung stehenden Abwasser neu befüllt werden musste, weshalb es in seiner Zusammensetzung größeren Schwankungen ausgesetzt war.

Tabelle 5.1.1: Übersicht zu den Versuchsbedingungen der Salz- und Temperaturversuche (5-35°C; Flächenbelastungen auf Gesamtreaktoroberfläche bezogen; synth=synthetisches Abwasser; komm=kommunales Abwasser)

Versuchszeiträume	1	2	3	4	5	6	7
Zeitraum (Wochen)	22	12	60	11	52	26	16
Anzahl Reaktoren	1	1	1/2	2	2	2	2
TOC-Bel. [g/m ² *d]	0,9	4,4	4,4	0,84	0,93	1,25	2,3
CSB-Bel [g/m ² *d]	2,5	10,2	10,2	2,83	3,13	4,2	6,2
TKN-Bel [g/m ² *d]	0,13	0,54	1,7	0,45	0,5	0,67	1,31
Art des Abwassers	synth	synth	synth	synth	synth	synth	komm
C:N:P (molar)	100:15:3	100:12:3	100:38:13	100:30:5	100:46:3	100:46:3	100:49:2
Anteil Norg/TN %	5,5	5,5	5,5	0,0	30,0	30,0	35,0
Salzzugabe g/l NaCl	-	-	-/20	-	-	-	-/20
Verweilzeit [h]	62	41	41/20,5	28	26,5	15,5	10

Zu Beginn dieser Experimente wurde mit nur einem Reaktor gearbeitet. Später wurden jeweils zwei Reaktoren hintereinander geschaltet und in verschiedenen Versuchsreihen parallel bei 5, 15, 25 und 35 °C (später 10 °C) betrieben. Jeder befüllte Reaktor hat ein Volumen von rund 11 l. Durch die integrierten PE-Platten ergaben sich für die jeweils ersten Reaktoren Aufwuchsflächen von 1,23 m² (spezifische Oberfläche von 92 m²/m³) bzw. für die zweiten Reaktoren 1,65 m² (spezifische Oberfläche von 130 m²/m³). Wie bei den anderen im Projektzeitraum durchgeführten Technikumsversuchen wurden auch hier Leitungswasser und Substrat mittels Schlauchpumpen getrennt voneinander eingespeist, wodurch sowohl unterschiedliche Konzentrationen als auch Flächenbelastungen eingestellt werden konnten.

Während der Versuchsreihen 1 bis 3 wurden Natriumacetat, Glucose, Ammoniumchlorid, Essigsäure, Glycerin, Pepton, Natriumhydrogencarbonat, Natrium-Di-Hydrogenphosphat für die Zusammenstellung des Substrates verwendet. Während in Versuchsreihe 4 Natriumacetat, Glucose, Ammoniumchlorid, Natriumhydrogencarbonat, Di-Natriumhydrogenphosphat, Essigsäure und Glycerin zur Anwendung kamen, wurde in den Versuchsreihen 5 und 6 Pepton, Fleischextrakt, Harnstoff, Natriumchlorid (nur in geringer Konzentration), Calciumchlorid, Magnesiumsulfat, Natriumhydrogencarbonat, Natrium-Di-Hydrogenphosphat eingespeist. Bei den Versuchen 1 bis 4 wurden Modellabwässer ausschließlich mit leicht abbaubaren Verbindungen eingesetzt, sodass das Verhältnis $CSB/BSB_5=1$ galt. In den Versuchsreihen 5 und 6 betrug das CSB/BSB_5 -Verhältnis=1,25 und für das in der Reihe 7 eingesetzte kommunale Abwasser $CSB/BSB_5=2$.

5.2 Aufwuchsuntersuchungen

Es wurden ebenfalls über mehrere Jahre hinweg Untersuchungen zum Einfluss des Aufwuchsmaterials auf die Abwasserreinigungsleistung durchgeführt, wobei schwerpunktmäßig Start-Up-Phasen für verschiedene Temperaturen und Flächenbelastungen betrachtet wurden. Tabelle 5.2.1 gibt Auskunft über die Bedingungen der verschiedenen Versuchszeiträume.

Tabelle 5.2.1: Übersicht zu den Versuchsbedingungen der Aufwuchsversuche (synthetisches Abwasser; je 2 Reaktoren pro Aufwuchsmaterial; Flächenbelastungen (Bel.) auf Gesamtreaktoroberfläche bezogen; $pH>7$)

Versuchszeiträume	A1	A2	A3	A4a/b	A5
Zeitraum (Monate)	3	2	3	3	2
Temperaturen [°C]	25	25	15	15	20
TOC-Bel. [g/m ² *d]	3,32	0,25	0,19	0,26	0,26
CSB-Bel. [g/m ² *d]	9	1,75	1,3	1,8	1,8
TKN-Bel. [g/m ² *d]	1,475	1,75	1,3	1,8	1,8
(C):N:P (molar)	(100):38:4	11:1	11:1	11:1	11:1
hydr. Verweilzeit [h]	19	9	11	10	10

Material und Methoden

Für die Durchführung der Aufwuchsversuche mit unterschiedlichen Kunststoffmaterialien wurden Doppelkaskaden verwendet. Das erste Experiment dieser Art unterschied sich dabei von allen sich anschließenden (siehe Tabelle 5.2.1), weil hier auch der Umsatz von Kohlenstoff betrachtet wurde, während sich die restlichen Experimente auf die Nitrifikation beschränkten. Deshalb wurde im ersten Versuch auch eine höhere Verweilzeit des Abwassers eingestellt. Die spezifischen Oberflächen der Reaktoren lagen bei etwa $100 \text{ m}^2/\text{m}^3$. Versuchsreihe A4 ist zweiteilig. Nach dem Einfahren der Anlage bis zur vollständigen Nitrifikation (Teilversuch A4a) wurde ein einmonatiger Hungerversuch durchgeführt, währenddessen den Reaktoren kein Substrat und kein Sauerstoff zugeführt wurden. Nach dem Hungerversuch wurde der kontinuierliche Betrieb wieder aufgenommen und erneut eingefahren (Teilversuch A4b).

Für die Versuchsreihen A2, A3, A4a/b und A5 wurden dieselben Substanzen zur Herstellung des Substrates verwendet (Ammoniumchlorid, Dinatriumhydrogenphosphat, Natriumacetat und Natriumhydrogencarbonat). Während der Versuchsreihe A1 war für die zusätzliche Bereitstellung von leicht abbaubaren Kohlenstoffverbindungen noch Glucose, Glycerin und Essigsäure hinzugefügt worden.

Die für die Aufwuchsversuche eingesetzten Materialien sind im Folgenden beschrieben. Die jeweilige Kurzbezeichnung wird auch bei der Darstellung der Ergebnisse verwendet:

PP Gewebe: Bei diesem Material (Abbildung 5.2.1a) handelt es sich um ein Geflecht aus Polypropylenfäden, wodurch flächige Elemente gebildet werden. Dabei gibt es sowohl Partien aus sehr dichtem Gewebe als auch Partien, die zu größeren Maschen ausgebildet sind (Abbildung 5.2.1b und Abbildung 5.2.1c). Das Gewebe besteht aus verschiedenen Garnen mit jeweils unterschiedlichen Anzahlen an Einzelfilamenten und wiederum verschiedenen Durchmessern, welche in den Tabellen 5.2.2 und 5.2.3 aufgelistet sind.

Tabelle 5.2.2: Ergebnisse der Auszählung der Einzelfilamente der Garne (PP Gewebe)

	Strukturgarn	Haltestreifengarn	Vertikalgarn	Bewuchsstreifen
Bezeichnung	Garn A	Garn B1	Garn B2	Garn C
ermittelte Anzahl	1	148	119	128

Tabelle 5.2.3: Ergebnisse der mikroskopischen Bestimmung der Filamentdurchmesser

Filament		Durchmesser
A	d_A	ca. 250 μm
B1	$d_{F_{B1}}$	ca. 34 μm
B2	$d_{F_{B2}}$	ca. 44 μm
C	d_{F_C}	ca. 24 μm

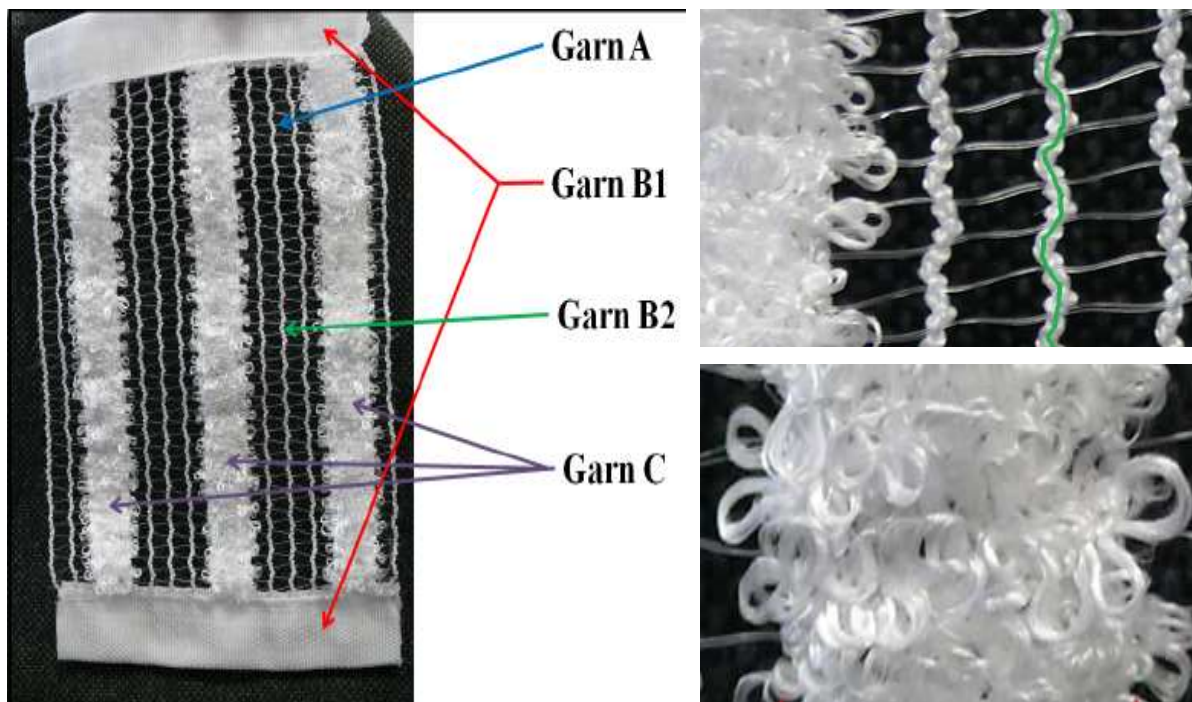


Abbildung 5.2.1: PP Gewebe; a) links: Ansicht eines Gewebestreifens (Länge durch Hersteller variierbar) aus verschiedenen Garnen; b) rechts oben: vergrößertes Beispiel Garn B2 (grün), verbunden durch Garn A (grobe Maschen); c) rechts unten: vergrößertes Beispiel Garn C (dichtes Gewebe)

PP Folien: Hier handelt es sich um gewellte Platten, die so miteinander verklebt sind, dass diagonale Kanäle entstehen (Abbildung 5.2.2). Zusätzlich sind Riffel in die Platten eingearbeitet, um die Oberfläche zu vergrößern. Neben einer glatten wurde auch eine glasfaserverstärkte Version (PP Folien rau) getestet, wodurch die Oberfläche stärker angeraut war.

PVC Folien: Dieses Material besteht aus zwei abwechselnd miteinander verklebten Folien (unterschiedliche Kanalweiten; siehe Abbildung 5.2.3 a und b), wodurch verschieden weite Kanäle entstehen. Die Folien mit den großen Kanalweiten bilden vertikale Kanäle, die mit den kleinen Kanalweiten bilden Kanäle im Winkel von 60°.



Abbildung 5.2.2: PP Folien: a) links: geklebte Folien mit eingearbeiteten Riffeln; b) rechts: Riffelung als Detailaufnahme

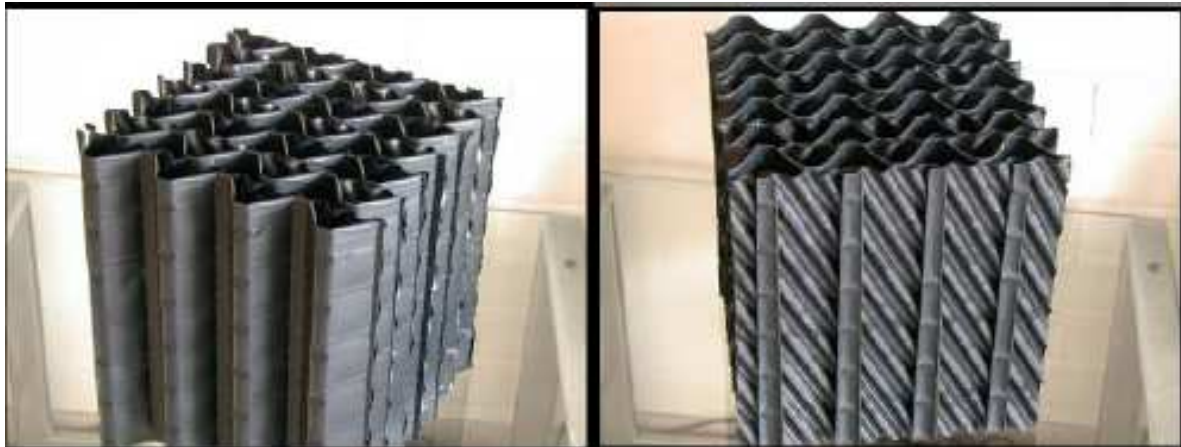


Abbildung 5.2.3: PVC Folien: a) links: im Vordergrund Folie mit großer Kanalweite; b) rechts: im Vordergrund Folie mit kleiner Kanalweite

PE Streifen: Bei diesem Material handelt es sich um Folienstreifen aus PE (Abbildung 5.2.4 a), die an Umlenkträgern befestigt sind. Sie werden auch in Tropfkörperanlagen verwendet und hängen dort einseitig befestigt nur von den Trägern herab. In den Aufwuchsversuchen als getauchte Festbetten sind sie in einem Metallgestell um oben und unten befestigte Querstreben gewickelt, sodass die vertikale Durchströmbarkeit stark vermindert ist. Die Streifen sind dabei sehr dicht nebeneinander angeordnet (Abbildung 5.2.4 b).

PE Röhren: Hier wurden röhrenförmige Einzelelemente zu Blöcken verschweißt (Abbildung 5.2.5 a). Die entstehenden Innenräume zwischen den Röhren (Zwickel) sind verstopfungsanfällig, sodass diese Oberfläche im eingefahrenen Betrieb mögli-

Material und Methoden

cherweise nicht mehr aktiv zur Verfügung steht. Die Röhren entstehen durch sich entgegengesetzt (außen und innen) spiralförmig windende Streben (Abbildung 5.2.5 b).



Abbildung 5.2.4: a) links: PE Streifen: Anordnung hängend dicht nebeneinander; b) rechts: Streifen um Querstreben im Metallgestell gewickelt (Versuchsaufbau)



Abbildung 5.2.5: a) links: PE Röhren zu Block verschweißt; b) rechts: Detailaufnahme spiralförmig gewundene Streben (innen und außen)

PE Röhren+Lamellen: Auch hier sind Röhren zu Blöcken miteinander verschweißt (Abbildung 5.2.6 a). Im Unterschied zu PE Röhren sind hier im Inneren zusätzlich längs Lamellen angebracht (Abbildung 5.2.6 b), um die Oberfläche zu vergrößern. Auch entstehen die Röhren hier durch vertikale sowie kreisrund horizontale Streben.

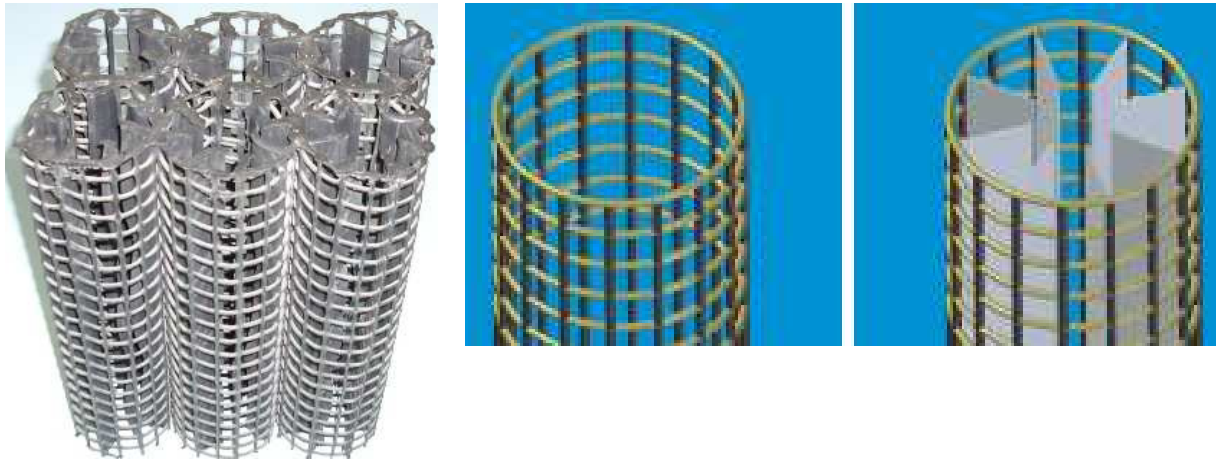


Abbildung 5.2.6: a) links: PE Röhren+Lamellen zu Block verschweißt; b) rechts: schematisch mit vertikalen Längsstreben und kreisrund horizontalen Streben

5.3 Untersuchungen zur Betriebsweise

Zur vergleichenden Untersuchung eines durchmischten Einzelreaktors und eines dreistufigen Kaskaden-Reaktors wurden wiederum PE-Platten als Aufwuchskörper verwendet (siehe Abbildung 5.3.1). Die auf die Aufwuchsoberflächen bezogenen Belastungen (siehe Tab. 5.3.1) wurden so eingestellt, dass sie für beide Reaktoren gleich waren, indem der Dreierkaskade die dreifache Menge des Abwassers zugeführt wurde. Die Volumina der Reaktoren lagen bei 9,2 l (Einzelreaktor) bzw. 27,6 l (Dreierkaskade). Die spezifische Oberfläche war einheitlich in allen Reaktoren bei 140 m²/m³. Ablaufproben aus den jeweiligen Reaktoren wurden als Schöpfproben entnommen und umgehend analysiert. In Tabelle 5.3.1 sind die Versuchsbedingungen der vier durchgeführten Versuchsreihen dargestellt. Der Unterschied zwischen VR B2 und VR B4 lag darin, dass die VR B2 auf eine Hungerphase folgte, während der allen Reaktoren nur Leitungswasser zugeführt worden war und die Belüftung nur zweimal täglich für 30 Minuten eingeschaltet wurde.

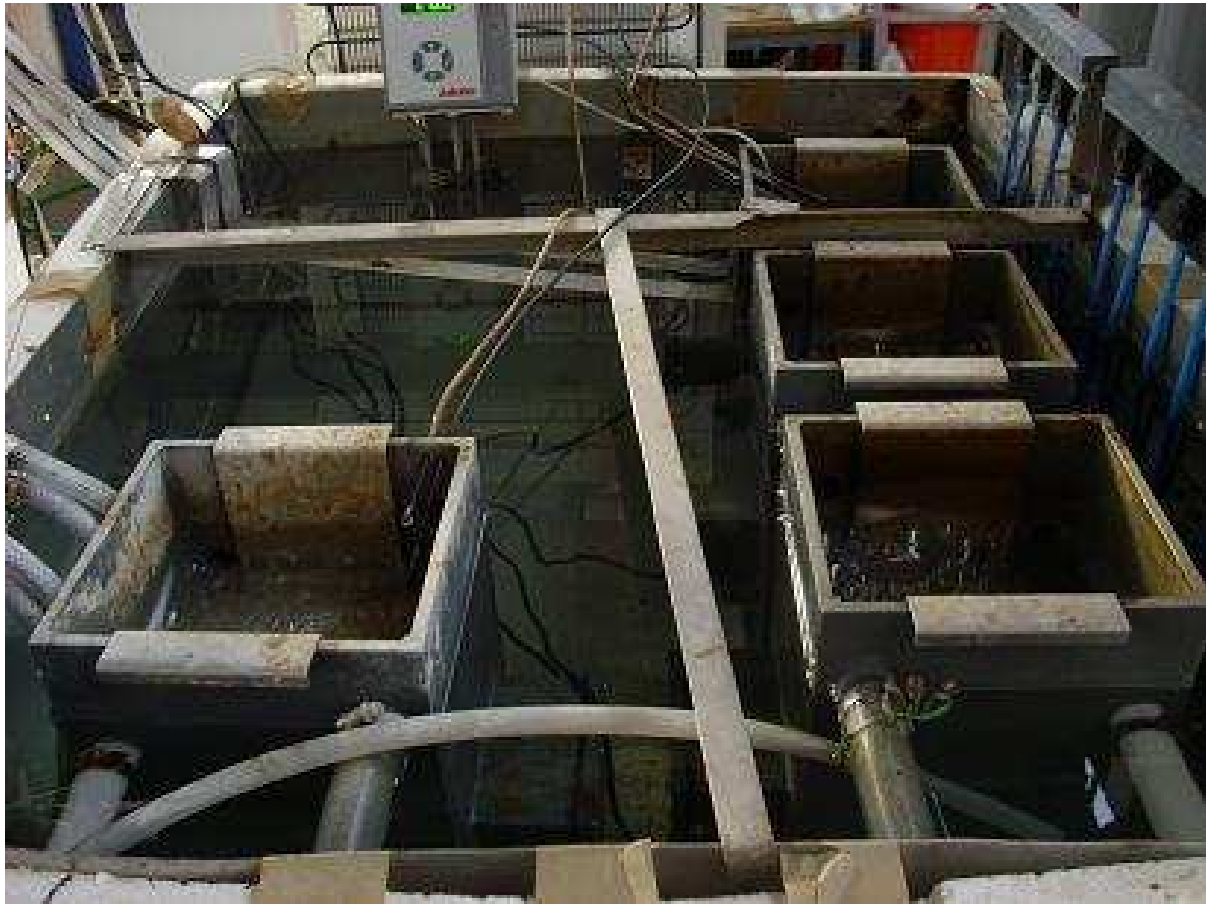


Abbildung 5.3.1: Aufbau der Versuchsanlage zur Untersuchung verschiedener Betriebsweisen (links: Einzelreaktor E; rechts: Dreierkaskade K mit K1 (hinten), K2 (Mitte) und K3 (vorn))

Tabelle 5.3.1: Übersicht zu den Versuchsbedingungen der Kaskadenversuche (synthetisches Abwasser, 25 °C, Vergleich 1 Reaktor/3 Reaktoren; Flächenbelastungen (Bel.) auf Gesamtreaktoroberfläche bezogen; pH>7)

Versuchszeiträume	B1	B2	B3	B4
Zeitraum	8 Monate	6 Wochen	15 Wochen	14 Wochen
TOC-Bel. [g/m ² *d]	1,47	2,48	2,92	2,37
CSB-Bel. [g/m ² *d]	3,91	6,6	7,76	6,3
TKN-Bel. [g/m ² *d]	0,64	1,08	1,27	1,03
C:N:P (molar)	100:37:4	100:37:4	100:37:4	100:37:4
Verweilzeit [h]	19	11	10,5	11

Das Substrat bestand während aller Versuchsreihen aus denselben Komponenten (Glucose, Natriumacetat, Ammoniumchlorid, Dinatriumhydrogenphosphat, Natriumhydrogencarbonat, Glycerin und Essigsäure). Es handelte sich also um leicht abbaubare Verbindungen, weshalb gesagt werden kann, dass $CSB=BSB_5$ und $TKN=NH_4-N$.

5.4 Analytik

Bei den Versuchen mit synthetisch hergestellten Abwässern wurden zum einen die einzelnen Stickstoff-Fraktionen (Ammonium, Nitrit und Nitrat) untersucht (Zentrifuge und/oder Filtration $0,45\ \mu\text{m}$) und nach Bedarf (z.B. beim Einsatz von erhöhten Anteilen an organischem Stickstoff) auch TN gemessen. Beim Einsatz von kommunalen Abwässern (Demonstrationsanlage, Betriebsuntersuchungen, letzter Temperatur/Salz-Versuch) wurden die Zuläufe und Abläufe jeweils homogenisiert und filtriert, um die partikulären Anteile zu quantifizieren (für TN und CSB). Das Homogenisieren der Proben erfolgte mit Hilfe eines Dispergierwerkzeugs (IKA[®] T25 digital ULTRA-TURRAX[®], Dispergieraufsatz IKA[®] S25 - 25F). In den Reaktorstufen (insbesondere Festbetten) erfolgte die Filtration ($0,45\ \mu\text{m}$) der Proben vor der Ermittlung von TN und CSB.

Die Konzentrationen dieser Parameter wurden jeweils photometrisch bestimmt. Während der Versuche im labortechnischen Maßstab erfolgte die spektroskopische Bestimmung des Ammoniums nach [Höll, 1979], die Bestimmung des Nitrat-Ions nach [DIN 38405] sowie die des Nitrits nach [DIN EN 26777]. Während der Untersuchungen der Betriebsanlagen wurden Küvetten-Schnelltests der Firma Hach Lange GmbH (Serie LCK mit Photometer DR 2800) verwendet, um die Proben möglichst zeitnah analysieren zu können. Für die Bestimmung von CSB und TN wurden im Regelfall Küvetten-Schnelltests verwendet. Bei den Versuchen mit höheren Salzkonzentrationen wurde die Querempfindlichkeit der Analysen gegenüber dem erhöhten Salzgehalt überprüft. In notwendigen Fällen wurde mit geeigneten Maßnahmen wie Verdünnung der Proben (z.B. für die Bestimmung von Ammonium, TN und CSB) sowie dem Einsatz von salzunabhängigen Methoden (z.B. Nitrat-Test in Seewasser photometrische Methode der Firma Merck, Serie Spectroquant) größeren systematischen Fehlern entgegengewirkt. Insgesamt ist für salzhaltige Proben anstelle des CSB die Messung des TOC bzw. DOC (TOC-Analysators Shimadzu TOC-5050 nach [DIN EN

Material und Methoden

1484] für die Bestimmung des Kohlenstoff-Abbaus als geeigneter anzusehen, da sie von hohen Salzkonzentrationen unbeeinflusst ist und hier nicht verdünnt werden muss.

Die stichprobenweise Bestimmung des BSB₅ von Zu- und Ablauf der Demonstrationsanlage in Halle erfolgte durch das ortsansässige Labor nach dem Verdünnungs- und Impfverfahren nach [DIN EN 1899].

Die Konzentration an gelöstem Sauerstoff im Abwasser wurde über unterschiedliche LDO-Elektroden (LDO Sensor IntelliCal und LDO Sensor IntelliCal Outdoor-Version) der Fa. Hach Lange GmbH ermittelt, welche nach dem Lumineszenzverfahren arbeiten.

Die Trübung der zu untersuchenden Abwasserproben wurde mit dem Handmessgerät TSS Portable für Trübung/Trockensubstanz der Fa. Hach Lange vermessen. Das Messprinzip beruht bei dem verwendeten Messgerät auf einem kombinierten Infrarot-Absorptions-Streulicht-Verfahren.

Der pH-Wert wurde mit dem pH-Meter pH340i der Fa. WTW und der dazugehörigen pH-Elektrode SenTix 81 aufgezeichnet. Das Messprinzip der gängigen pH-Messgeräte beruht auf dem Messprinzip der Potentiometrie. Die Kalibrierung mit pH-Pufferlösungen erfolgte regelmäßig.

Zur Untersuchung der Schlammstabilisierung wurden zwei- bis dreimal pro Woche die Trockensubstanz- und Glühverlustgehalte des aktuell belüfteten Schlammbehälters bestimmt sowie der TTC-Test [Landesverband, 2003b] durchgeführt, um den Stabilisierungsgrad des Schlammes zu untersuchen.

6 Ergebnisse

Der Temperatur- und Salzeinfluss auf den Abbau in getauchten Festbetten wird in den Kapiteln 6.1 und 6.2 unter verschiedenen Randbedingungen behandelt. Die auf Laborebene erzielten Ergebnisse zum Anfahrverhalten von getauchten Festbettmaterialien stehen im Mittelpunkt des Kapitels 6.3, während sich das Kapitel 6.4 mit dem Vergleich der Abbauleistung im durchmischten Reaktor und der Reaktorkaskade befasst. In den Kapiteln 6.4 und 6.5 werden die mit der getauchten Festbett Demonstrationsanlage während des Erprobungs- und Ertüchtigungsbetriebs in Halle und während des Feldeinsatzes in Tunesien erzielten Ergebnisse vorgestellt. Betriebserfahrungen aus sieben Kläranlagen mit dem getauchten Festbettverfahren werden in Kapitel 6.6. ausgewertet.

6.1 Einfluss der Temperatur

In diesem Kapitel sollen die Ergebnisse zum Einfluss der Temperatur anhand der Versuchsreihen 4 bis 6 beispielhaft dargestellt werden (siehe Tabelle 5.1.1). Die Ergebnisse der Untersuchungen an den VR 1 bis 3 sind unter [Chapanova, 2008] beschrieben. Die Versuche mit kommunalem Abwasser der VR 7 werden mit in Kapitel 6.2 behandelt.

Die VR 4 bis 6 sind mit synthetischem, leicht abbaubarem Abwasser durchgeführt worden, dessen CSB- weitgehend dem BSB₅-Gehalt entsprach. Im Versuch 4 wurde der Stickstoff als Ammonium-N bereitgestellt, während im Versuch 5 und 6 ein geringer Anteil des zugeführten Stickstoffs im Modellabwasser organisch gebunden vorlag. Als Reaktoren wurden belüftete Doppelkaskaden verwendet. PE-Platten dienten als Aufwuchskörper. Die Versuche wurden jeweils mit vier parallel betriebenen Doppelkaskaden bei vier unterschiedlichen Temperaturen, aber sonst identischen Bedingungen durchgeführt. Hinweise zur Versuchsdurchführung finden sich in den Kapiteln 5.1 und 5.4.

Versuchsreihe 4

Die während dieser Versuchsreihe über 11 Wochen eingestellten durchschnittlichen DOC-Belastungen, mit denen die Reaktoren beaufschlagt wurden, sowie die erzielten Abbaugrade, finden sich in Tabelle 6.1.1. Im Ablauf des ersten Reaktors ist der

Ergebnisse

DOC-Abbau bei 5 °C mit 84 % im Vergleich zu den höheren Temperaturen mit > 90% etwas niedriger. Die niedrige Flächenbelastung führt dazu, dass über beide Reaktoren (Kaskade) betrachtet auch bei 5°C kein merklich geringerer Kohlenstoff-Abbau mehr auftritt. Die Umsätze sind substratlimitiert.

Tabelle 6.1.1: Durchschnittlicher DOC-Abbaugrad (%) im Reaktor 1 und den Reaktoren 1 und 2 für Betriebstemperaturen von 5 bis 35 °C und zwei DOC-Flächenbelastungen ($B_A(\text{DOC})$) während VR4 (jeweils auf Ablauf erster bzw. zweiter Reaktor bezogen; $\text{g}/\text{m}^2\cdot\text{d}$)

	DOC-Umsatz Reaktor 1 [%]	$B_A(\text{DOC})$ Reaktor 1	DOC-Umsatz Reaktor 1+2 [%]	$B_A(\text{DOC})$ Reaktor 1+2
5°C	84	2,50	95	1,07
15°C	94	2,48	97	1,06
25°C	91	2,35	94	1,00
35°C	93	2,70	97	1,15

In Tabelle 6.1.2 sind die gleichzeitig in dieser Versuchsreihe vorliegenden $\text{NH}_4\text{-N}$ -Flächenbelastungen sowie die erzielten Abbaugeschwindigkeiten aufgeführt. Während über beide Reaktoren bei allen untersuchten Temperaturen ein nahezu vollständiger Abbau des Ammoniums stattfindet, weil die Belastung (auf die Gesamtfläche bezogen) deutlich unter den Empfehlungen der DWA liegen, zeigt der erste Reaktor bereits bei 5 und 15 °C einen Einfluss der Temperatur auf den Ammoniumumsatz. Bei 25 und 35 °C wurde das Ammonium jedoch auch in den Einzelreaktoren bereits zu etwa 95 % abgebaut, die Umsatzgeschwindigkeit ist hier ebenfalls substratlimitiert, die Kapazitätsgrenze also noch nicht erreicht worden.

Tabelle 6.1.2: $\text{NH}_4\text{-N}$ -Abbaugeschwindigkeit ($r_A(\text{NH}_4\text{-N})$) in Abhängigkeit von der Temperatur und der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Gesamt-Flächenbelastungen ($B_A(\text{NH}_4\text{-N})$) während VR4 (jeweils auf Ablauf erster bzw. zweiter Reaktor bezogen; alles in $\text{g}/\text{m}^2\cdot\text{d}$)

	$r_A(\text{NH}_4\text{-N})$ Reaktor 1	$B_A(\text{NH}_4\text{-N})$ Reaktor 1	$r_A(\text{NH}_4\text{-N})$ Reaktor 1+2	$B_A(\text{NH}_4\text{-N})$ Reaktor 1+2
5 °C	0,76	1,1	0,44	0,47
15 °C	0,82	0,98	0,41	0,42
25 °C	0,92	0,99	0,41	0,42
35 °C	0,99	1,05	0,43	0,45

Versuchsreihe 5

Die VR 5 erstreckte sich über einen Zeitraum von 52 Wochen. Auf den Kohlenstoffabbau soll im Weiteren (Versuchsreihen 5 und 6) nicht mehr eingegangen werden. Es ist nur so viel zu sagen, dass er fast ausnahmslos bei allen untersuchten Tempe-

Ergebnisse

peraturen über die Kaskade betrachtet über 90 % lag, d.h. substratlimitiert war und daher nicht den Temperatureinfluss auf den C-Abbau widerspiegelte.

Anhand der Abbildung 6.1.1 kann festgestellt werden, dass auch bei den im Vergleich zu VR 4 während der VR 5 geringfügig höher eingestellten TKN-Flächenbelastungen bei Temperaturen von 15 bis 35 °C ein weitgehender TKN-Abbau von um die 95 % auftrat, die gemessenen TKN-Abbaugeschwindigkeiten also substratlimitiert waren. Der TKN-Abbau bei 5 °C führt im ersten Reaktor lediglich zu 50 % TKN-Abbau. Bei der Erhöhung der Aufwuchsfläche um 130 % im zweiten Reaktor erhöht sich der Umsatz unter diesen Temperaturbedingungen auf 80 % (siehe Abbildung 6.1.2).

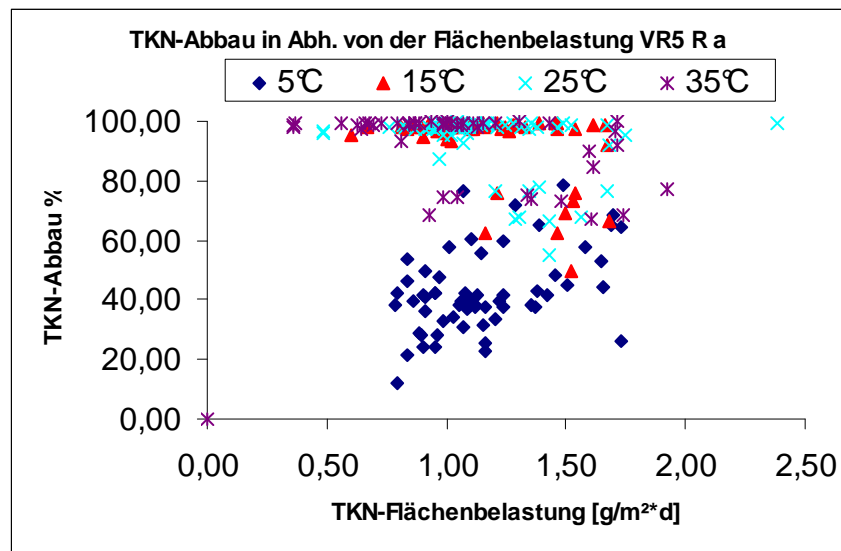


Abbildung 6.1.1: TKN-Abbau in Abhängigkeit von der TKN-Gesamt-Flächenbelastung bei Temperaturen von 5 bis 35 °C im ersten Reaktor während der Versuchsreihe 5

Der 35 °C-Reaktor wurde am Versuchstag 361 auf eine Betriebstemperatur von 10 °C eingestellt, um den Einfluss einer drastischen Temperaturänderung zu simulieren. Die Auswirkung dieser Umstellung von 35 °C auf 10 °C ist in der Abbildung 6.1.3 für den Doppelreaktor dargestellt. Zu sehen ist, dass zunächst der Ammoniumabbau nach einer Woche einbricht. Etwas später gibt sich auch eine Aktivitätsminderung der Nitritoxidation an der Akkumulation des Nitrits zu erkennen. Der N-umsetzende Mikroorganismenbiofilm, der sich bei 35 °C gebildet hat, zeigt nach einiger Zeit bei 10 °C nur noch eine geringe Aktivität. Eine Adaptionszeit von 30 Tagen bringt auch keine wesentliche Verbesserung. Nach der Animpfung mit Biofilm aus dem 5 °C-Reaktor nimmt zunächst die Nitritoxidationsaktivität deutlich zu, wie sich an der Ver-

Ergebnisse

ringerung des Nitritgehaltes im Ablauf zeigt. Zwei Monate später erreicht der Ammoniumabbau im 10 °C-Reaktor Umsätze von 95 %. Dieser Versuch zeigt, dass ein in kurzer Zeit bei einer höheren Temperatur gebildeter Biofilm nicht genutzt werden kann, den Start der Nitrifikation bei wesentlich tieferen Temperaturen zu beschleunigen. Eine kurzzeitige Absenkung von 35 °C auf 10 °C für drei Tage hatte dagegen so gut wie keine Auswirkungen auf C- und N-Umsatzraten.

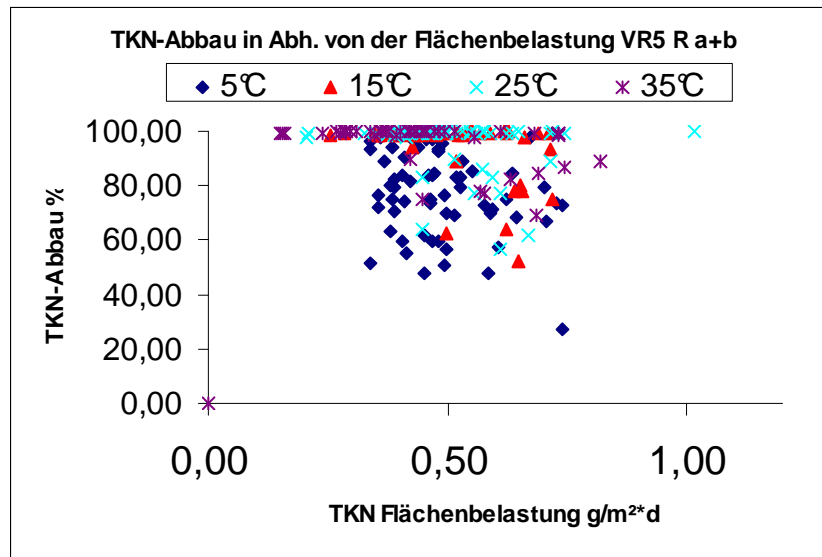


Abbildung 6.1.2: TKN-Abbau in Abhängigkeit von der TKN-Gesamt-Flächenbelastung bei Temperaturen von 5 bis 35 °C im Doppelreaktor (Kaskade) während der Versuchsreihe 5

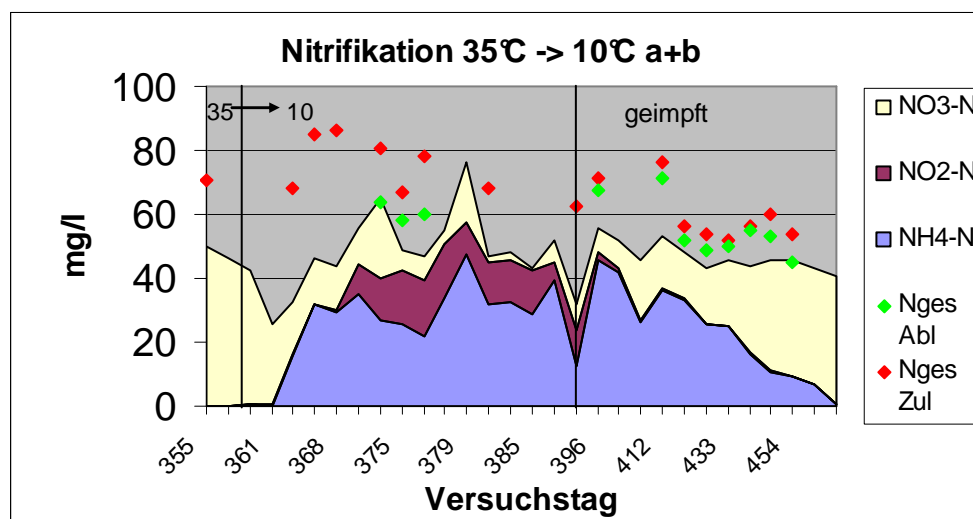


Abbildung 6.1.3: Zeitlicher Verlauf der Stickstoff-Verteilung im Ablauf bei Umstellung eines Doppelreaktors (Kaskade) von 35 auf 10 °C während der VR5

Ergebnisse

Versuchsreihe 6

In der VR 6 (26 Wochen Betrieb) wurde die TKN-Flächenbelastung im Vergleich zu den VR 4 und 5 weiter erhöht. Im ersten Reaktor werden hier TKN-Belastungen von $1,75 \text{ g/m}^2\text{d}$ erreicht, wie sie die DWA empfiehlt für Reaktoren ohne gleichzeitigen C-Abbau. Bei diesen höheren TKN-Flächenbelastungen tritt der Einfluss der Temperatur auf die Nitrifikation deutlicher hervor als zuvor. So sind im Ablauf des ersten Reaktors die TKN-Abbau-Ergebnisse für 5 und $10 \text{ }^\circ\text{C}$ ähnlich (Abbildung 6.1.4). Für 15°C bewegen sich die Abbau-Werte meist zwischen 50 und 90 %, während er bei $25 \text{ }^\circ\text{C}$ meist deutlich über 90 % liegt.

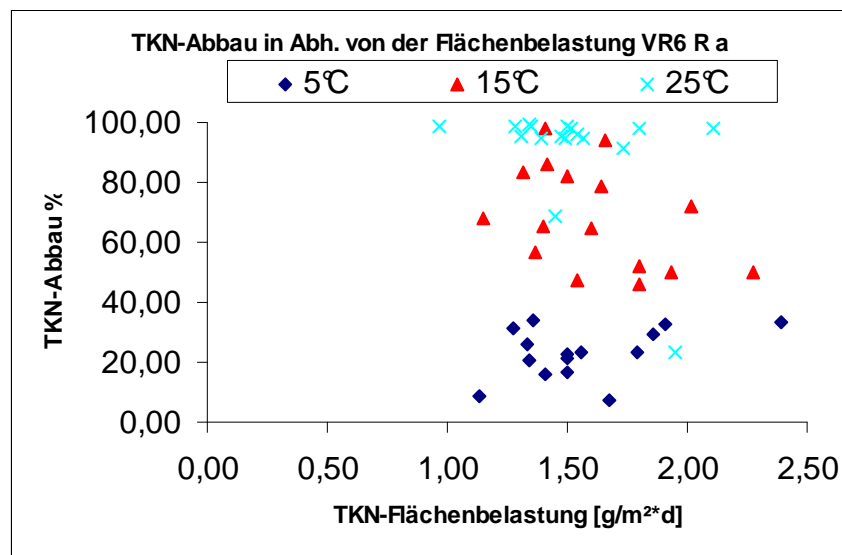


Abbildung 6.1.4: TKN-Abbau in Abhängigkeit von der TKN-Gesamt-Flächenbelastung für Temperaturen von 5 bis $25 \text{ }^\circ\text{C}$ in den ersten Reaktoren während der Versuchsreihe 6

Im Ablauf des Doppelreaktors (Abbildung 6.1.5) sind die Nitrifikationsergebnisse bei 15 und $25 \text{ }^\circ\text{C}$ wieder praktisch identisch, da Substratlimitierung vorliegt. Der Doppelreaktor nitrifiziert bei $10 \text{ }^\circ\text{C}$ noch weniger als der $5 \text{ }^\circ\text{C}$ -Reaktor. Vermutlich zeigt sich hier auch nach drei Monaten noch eine langfristige Auswirkung der Historie dieses Biofilms, der als $35 \text{ }^\circ\text{C}$ -Biofilm aufgewachsen wurde, um schockartig bei $10 \text{ }^\circ\text{C}$ betrieben zu werden. Die Ergebnisse legen jedoch auch die Vermutung nahe, dass bei $10 \text{ }^\circ\text{C}$ und einer TKN-Gesamt-Flächenbelastung von $1,75 \text{ g/m}^2\text{d}$ nicht mehr TKN-Abbaugrade von 90 % zu erwarten sind.

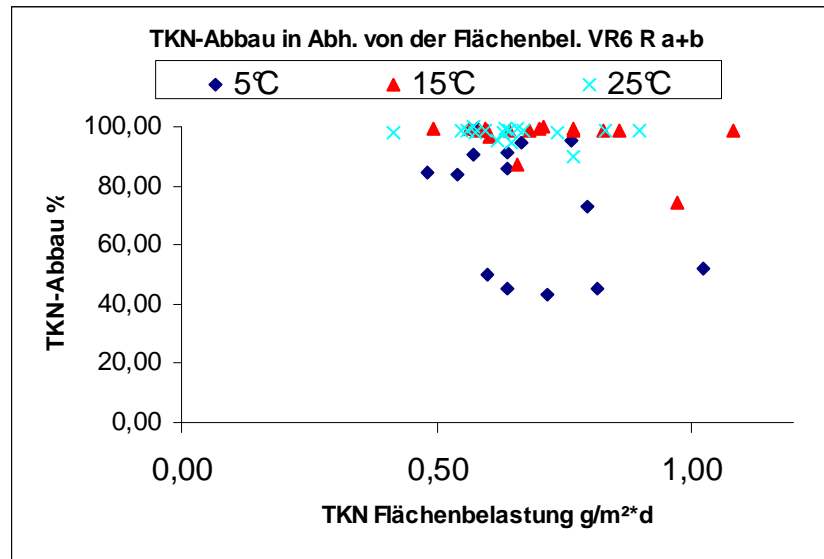


Abbildung 6.1.5: TKN-Abbau in Abhängigkeit von der TKN-Gesamt-Flächenbelastung bei Temperaturen von 5 bis 25 °C im Doppelreaktor während der Versuchsreihe 6

6.2 Einfluss des Salzgehaltes

Die im vorliegenden Kapitel beschriebenen Versuche zum Salzeinfluss sind in der Zweireaktor-Kaskade nach Abbildung 5.1 durchgeführt worden. Als Aufwuchskörper dienten PE-Platten. Vier Kaskaden wurden bei vier Temperaturen unter sonst vergleichbaren Bedingungen parallel betrieben. Weitere Angaben zur Durchführung der Versuche sind in Kapitel 5.1 zu finden. Der Salzeinfluss ist an Hand von NaCl untersucht worden. In Voruntersuchungen zeigte sich, dass Zusätze von 10 g NaCl/l den Abbau in getauchten Festbetten nur wenig beeinflussen [Chapanova, 2008]. Im Weiteren ist daher in den Versuchsreihen 3 und 7 die Wirkung von 20 g NaCl/l näher betrachtet worden (Tabelle 5.1.1). Wobei in der VR 3 synthetisches, gut abbaubares Abwasser eingesetzt worden ist und in der VR 7 kommunales Abwasser nach der Vorklärung. Die Ergebnisse der VR 3 sind bereits unter [Chapanova, 2008] publiziert worden. Daher wird im Weiteren der Salzeinfluss bei der Behandlung von kommunalem Abwasser im Rahmen der VR 7 schwerpunktmäßig diskutiert. Für Vergleiche werden auch Ergebnisse der VR 3 herangezogen. Ebenfalls wird in diesem Kapitel in Ergänzung zu den Ausführungen in Kapitel 6.1 auf den Temperatureinfluss eingegangen. Die Diskussion konzentriert sich auf die VR 3 und 7, bei denen die Veränderung der DOC- und TKN-Abbaugeschwindigkeit mit und ohne 20 g NaCl/l bei verschiedenen Temperaturen betrachtet wird. Im Falle der TKN-Abbaugeschwindigkeit

Ergebnisse

ohne Zusatz von NaCl werden für Vergleichszwecke auch die Ergebnisse der VR 4 und 6 mit ausgewertet.

Flächenbelastungen in der VR 3 und 7

Für den Vergleich der Belastungssituation der beiden Versuchsreihen VR 3 und 7, die zeitweise mit erhöhtem Salzgehalt betrieben wurden, sind in der Abbildung 6.2.1 aus den Zulauffrachten der VR 7 die zu den Messzeiten theoretisch benötigten Flächen für den C- und den TKN-Abbau für die ersten Reaktoren berechnet und dargestellt (Berechnung aus Zulaufkonzentrationen der homogenisierten Probe und dem mittleren Volumenstrom der vier Zuläufe). Dabei bezieht sich die für den C-Abbau benötigte Fläche (in Bezug auf die Fläche des ersten Reaktors) auf die CSB-Flächenbelastung von $24 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ nach DWA-Empfehlung. Sie wird gleich 100 % gesetzt. Die für den Ammonium-Abbau benötigte Fläche bezieht sich auf die TKN-Flächenbelastung von $1,75 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (DWA-Empfehlung), die ebenfalls gleich 100 % gesetzt wird. Die theoretisch benötigten DWA-Auslegungsflächen für die Versuche mit synthetischem Abwasser in der VR 3 sind als Mittelwertslinien für den gesamten Versuch dargestellt.

Insgesamt wird der erste Reaktor in Bezug auf den C- und TKN-Abbau im Bereich 150 bis 200 % der DWA-Auslegungsempfehlungen betrieben. Die Belastung in der VR 7 fällt etwas höher aus. Es liegt eine Überlastsituation vor. Aus Abbildung 6.2.1 wird zudem deutlich, dass in der VR 7 fast im gesamten Versuchszeitraum die CSB-Belastungen vergleichbar mit der in der VR 3 waren, während die TKN-Belastungen höher lagen. Zu beachten ist fernerhin, dass der CSB im Zulauf in der VR 7 partikuläre Anteile enthielt und der CSB hier etwa doppelt so hoch war wie der BSB_5 , also biologisch schwerer bis nicht abbaubare C-Verbindungen umfasste.

In Abbildung 6.2.2 sind die benötigten theoretischen Flächen für die Zulauf-Belastungen der VR 7 (in der VR3 ist lediglich ein Reaktor betrieben worden), bezogen auf die Flächen beider Reaktoren der Reaktionskaskade, dargestellt. Es wird deutlich, dass die Kaskade im Bereich von 80 bis 100 % der CSB- plus TKN-Auslegungsempfehlungen der DWA betrieben wurde.

Ergebnisse

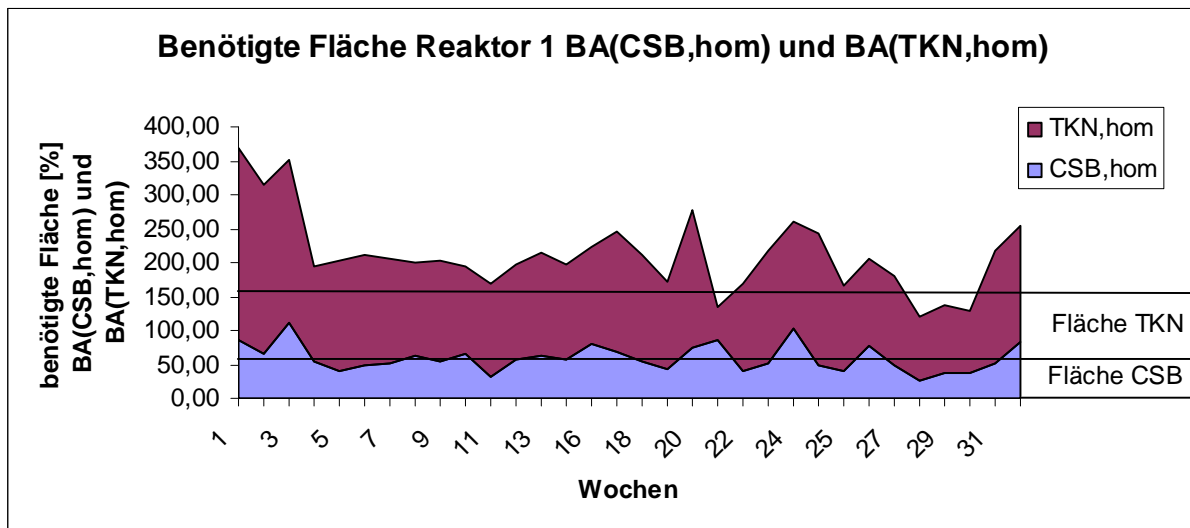


Abbildung 6.2.1: CSB- und TKN-Flächenbelastung im ersten Reaktor in der VR 3 und VR 7: als benötigte Oberflächen für C-Abbau (in % berechnet über empfohlene CSB-Flächenbelastung $B_A(\text{CSB, homogen})=24 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$) und $\text{NH}_4\text{-N}$ -Abbau (berechnet über empfohlene $\text{NH}_4\text{-N}$ -Flächenbelastung $B_A(\text{TKN, homogen})=1,75 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$; Mittelwerte VR 3 jeweils als Linie dargestellt)

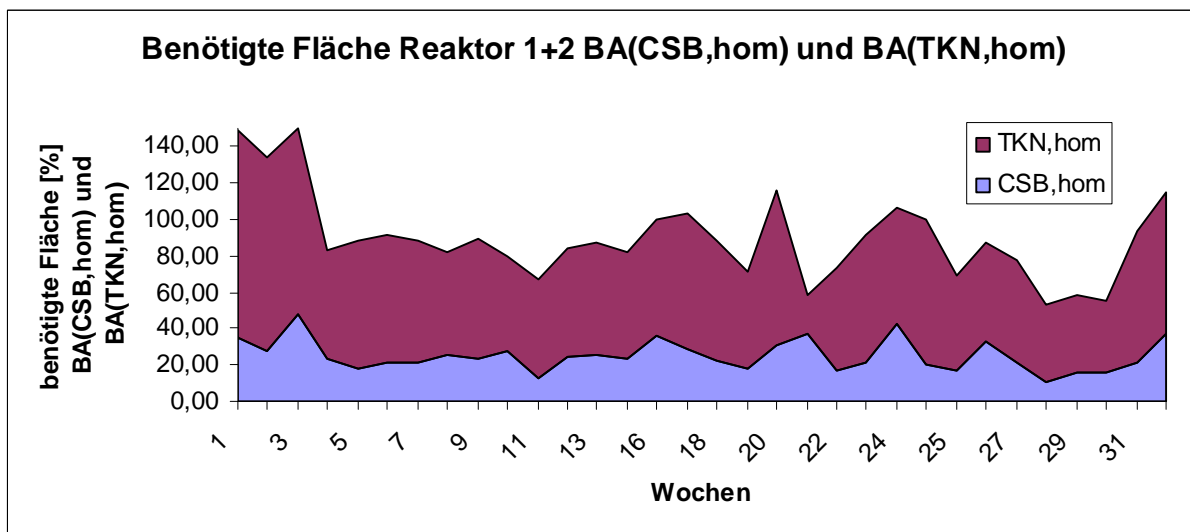


Abbildung 6.2.2: CSB- und TKN-Flächenbelastung in der Zweireaktor-Kaskade in der VR 7 als benötigte Oberflächen für C-Abbau (in % berechnet über empfohlene CSB-Flächenbelastung $B_A(\text{CSB, homogen})=24 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$) und $\text{NH}_4\text{-N}$ -Abbau (berechnet über empfohlene $\text{NH}_4\text{-N}$ -Flächenbelastung $B_A(\text{TKN, homogen})=1,75 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$)

Kohlenstoff-Abbau

Dass in den Versuchen mit Modellabwasser in der VR 3 leicht abbaubare Kohlenstoff-Verbindungen eingesetzt wurden, erkennt man an dem im Vergleich zu VR 7 (Abbildungen 6.2.3 im Vergleich zu 6.2.4) höheren erzielten DOC-Abbaugrad, der als fast vollständig zu bezeichnen ist. Somit ist in der VR 3 auch keine signifikante Ab-

Ergebnisse

hängigkeit des DOC-Abbaus von der Temperatur beobachtbar. Nach der Salzzugabe kam es hier nur bei 5 °C für ca. 3 Wochen vorübergehend zur Verringerung des DOC-Abbaus. Nach einer vierwöchigen Adaption der heterotrophen Mikroorganismen wird auch in Gegenwart von 20 g NaCl/l und einer DOC-Flächenbelastung von 4,4 g/m²*d, (entspricht etwa 50 % der DWA-Auslegung) wieder ein nahezu vollständiger C-Abbau erzielt.

Demgegenüber liegen bei vergleichbarer Flächenbelastung die DOC-Abbaugrade in der VR 7 mit kommunalem Abwasser sowohl vor als auch nach der Salzzugabe merklich niedriger (Abbildung 6.2.4 und 6.2.5). Dieser niedrigere Abbau ist zum großen Teil darauf zurückzuführen, dass durch die Vorklärung (sowohl Abbau in der Vorklärung der KA Halle-Nord als auch im IBC-Vorratsbehälter der Versuchsanlage) der Anteil an leicht abbaubaren C-Verbindungen im Zulauf geringer ist als bei den Versuchen mit Modellabwasser. Die Abnahme der Abbaugeschwindigkeiten mit abnehmender Temperatur ist im Fall der VR 7 deutlich zu erkennen. Der vorübergehende Einbruch des Kohlenstoffabbaus nach der Salzzugabe ist hier für alle Temperaturen zu beobachten. Die Adaptionszeit liegt bei 5 Wochen.

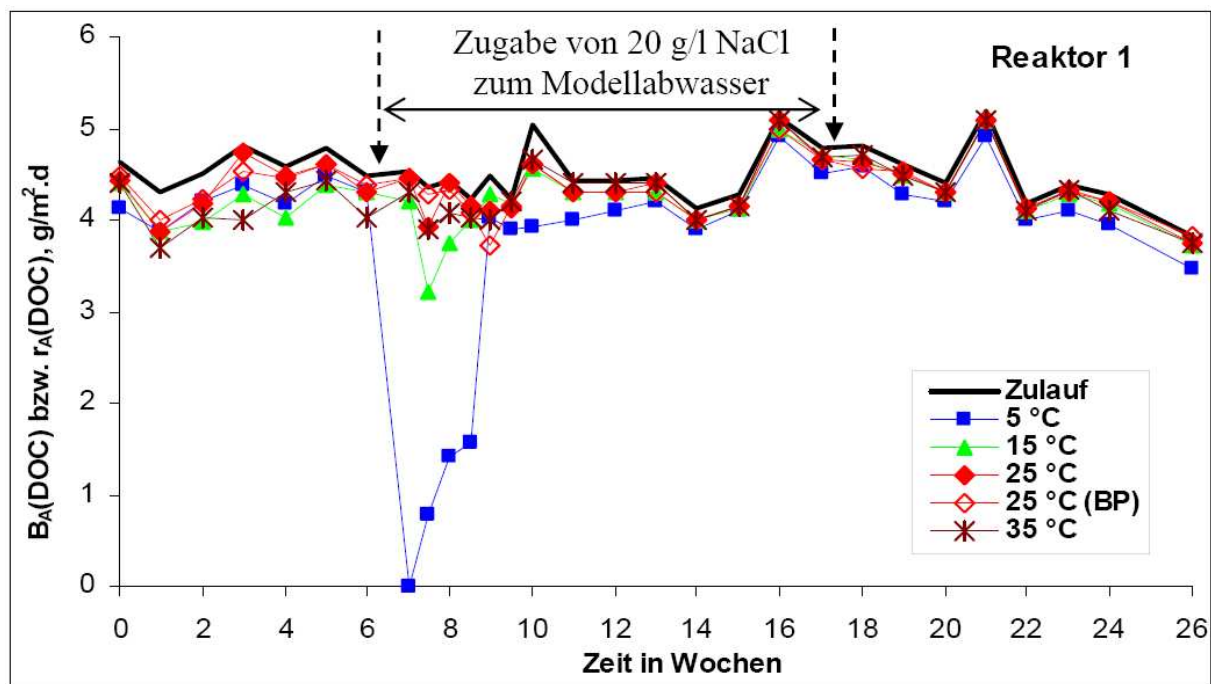


Abbildung 6.2.3: Einfluss von 20 g NaCl/l auf die DOC-Abbaugeschwindigkeit in der VR 3 mit synthetischem Modellabwasser bei Temperaturen von 5 bis 35 °C und einer Belastung $B_A(\text{DOC})=4,4 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ (ca. 50 % der DWA-Auslegung)

Ergebnisse

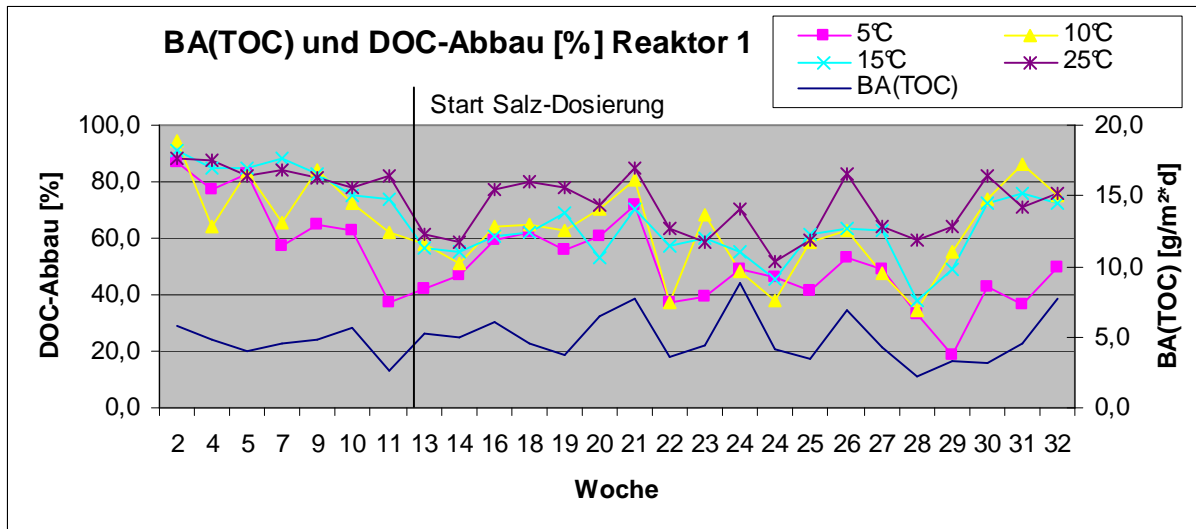


Abbildung 6.2.4: Einfluss von 20 g NaCl/l auf den DOC-Abbau [%] in der VR 7 mit vorgeklärtem kommunalem Abwasser bei Temperaturen von 5 bis 25 °C (TOC-Flächenbelastungen, auf die Fläche des ersten Reaktors bezogen)

Abbildung 6.2.5 verdeutlicht sowohl den Einfluss der Temperatur als auch den der erhöhten Salzkonzentration auf den DOC-Abbau im ersten Reaktor der VR 7, d.h. einem nach DWA mit TOC höher belasteten Reaktor. Während ohne Salz die DOC-Abbaugeschwindigkeiten zwischen 15 und 25 °C nahezu identisch sind, sinken sie leicht bei tieferen Temperaturen. Die Anwesenheit von 20 g NaCl/l führt im gesamten untersuchten Temperaturbereich zu einer Verringerung des DOC-Abbaus.

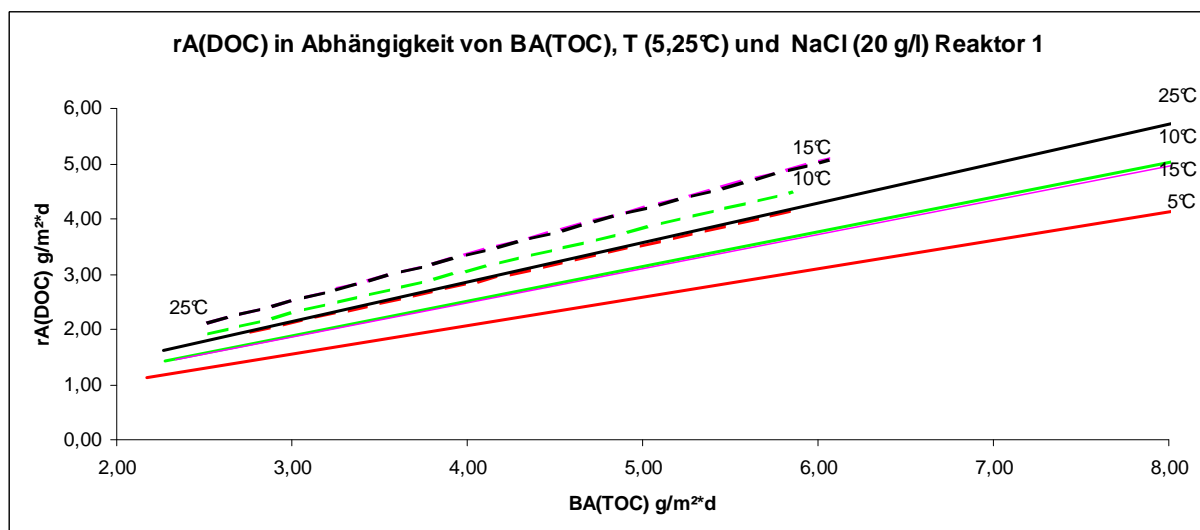


Abbildung 6.2.5: DOC-Abbaugeschwindigkeit ($r_A(\text{DOC})$; g/m²·d) in Abhängigkeit von der TOC-Flächenbelastung ($B_A(\text{TOC})$; g/m²·d) in der VR 7 mit kommunalem Abwasser bei Temperaturen von 5 bis 25 °C und erhöhten Salzkonzentrationen (20 g NaCl/l) über Reaktor 1

Ergebnisse

Betrachtet man den C-Abbau über beide Reaktoren in der VR 7 (Abbildung 6.2.6 und 6.2.7), d.h. eines TOC-mäßig gering belasteten getauchten Festbettreaktors, so verringert sich sowohl der Temperatur- als auch der Salzeinfluss auf den Abbau. Der Einfluss der Temperatur ist unter diesen Betriebsbedingungen nicht signifikant. Salz von 20 g NaCl/l führt unter diesen Bedingungen lediglich zu einer geringen Verringerung des Umsatzes, der bei 5°C am deutlichsten aus geprägt ist.

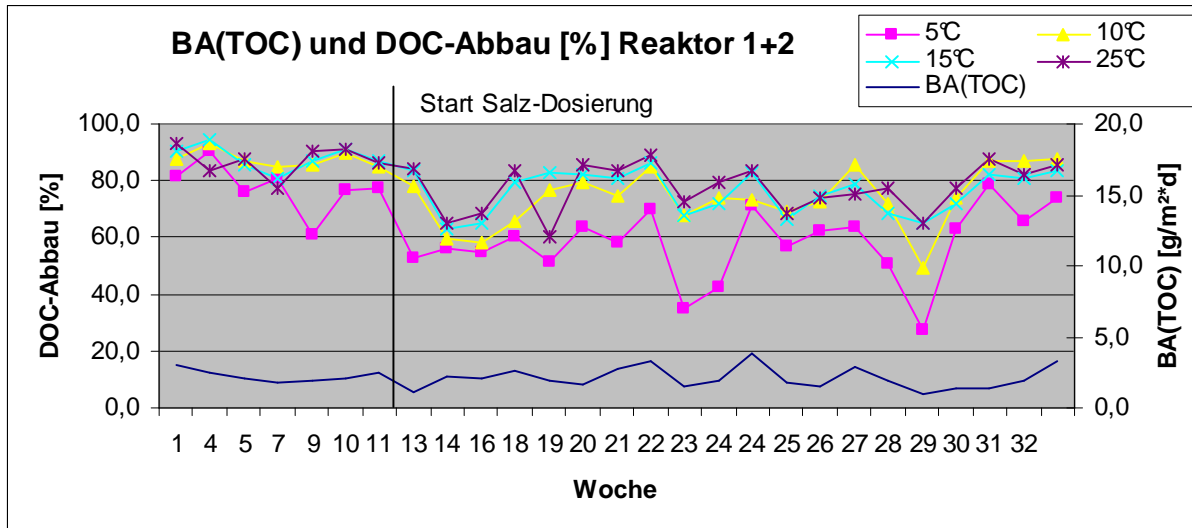


Abbildung 6.2.6: Einfluss von 20 g NaCl/l auf den DOC-Abbau [%] in der VR 7 mit vorgeklärtem kommunalem Abwasser bei Temperaturen von 5 bis 25 °C (TOC-Flächenbelastungen auf die Fläche beider Reaktoren der Kaskade bezogen)

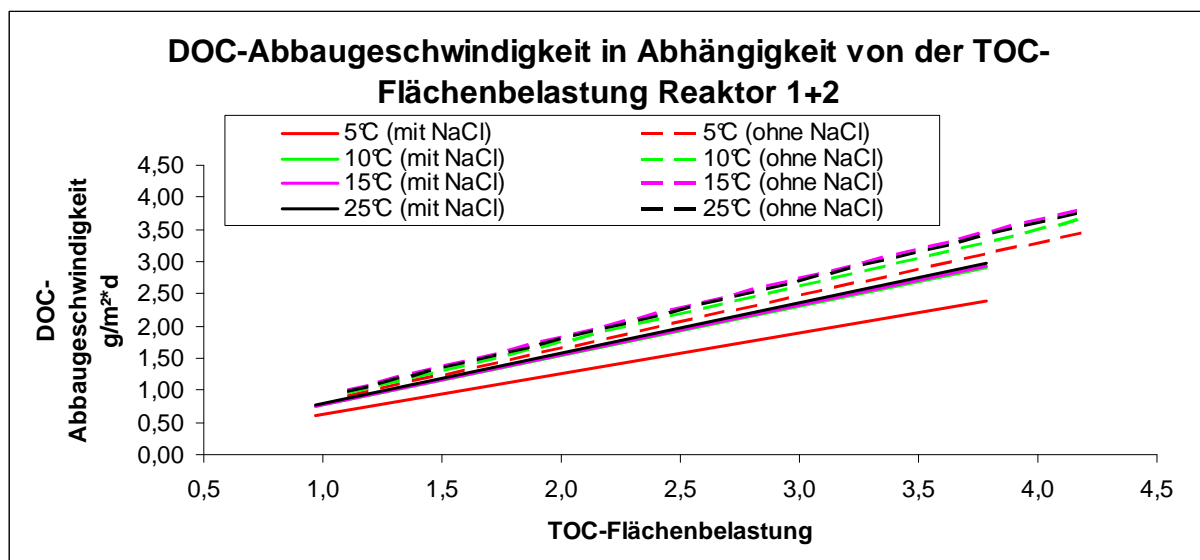


Abbildung 6.2.7: DOC-Abbaugeschwindigkeit ($r_A(\text{DOC})$; g/m²*d) in Abhängigkeit von der TOC-Flächenbelastung ($B_A(\text{TOC})$; g/m²*d) in der VR 7 mit kommunalem Abwasser bei Temperaturen von 5 bis 25 °C und erhöhten Salzkonzentrationen (20 g NaCl/l) über die Doppelreaktor-Kaskade

Ergebnisse

Tabelle 6.2.1: Im getauchten Festbett (VR 7) erzielte DOC($r_A(\text{DOC})$)- und CSB-Abbaugeschwindigkeiten ($r_A(\text{CSB})$) bei Temperaturen von 5 bis 25 °C sowie ohne und mit 20 g NaCl/l im kommunalen Abwasser bei CSB-Belastungen zwischen 5 bis 11 g/m²*d. (siehe auch Abb 6.2.5 und 6.2.7)

Bedingungen: ohne Salz erster Reaktor						
	5 °C	10 °C	15 °C	25 °C	B _A (TOC) [g/m ² *d]	B _A (CSB) [g/m ² *d]
$r_A(\text{DOC})$ [g/m ² *d]	2,81	3,05	3,36	3,34	4	~11
$\sim r_A(\text{CSB})$ [g/m ² *d]	7,58	8,23	9,03	8,99		
$\sim \text{C-Abbau}$ [%]	70	76	84	84		

Bedingungen: ohne Salz beide Reaktoren/Kaskade						
	5 °C	10 °C	15 °C	25 °C	B _A (TOC)	B _A (CSB)
$r_A(\text{DOC})$ [g/m ² *d]	1,65	1,75	1,83	1,80	2	~5
$\sim r_A(\text{CSB})$ [g/m ² *d]	4,44	4,71	4,92	4,85		
$\sim \text{C-Abbau}$ [%]	83	88	92	90		

Bedingungen: mit Salz erster Reaktor						
	5 °C	10 °C	15 °C	25 °C	B _A (TOC)	B _A (CSB)
$r_A(\text{DOC})$ [g/m ² *d]	2,06	2,51	2,47	2,86	4	~11
$\sim r_A(\text{CSB})$ [g/m ² *d]	5,54	6,77	6,65	7,70		
$\sim \text{C-Abbau}$ [%]	52	63	62	72		

Bedingungen: mit Salz beide Re- aktoren/Kaskade						
	5 °C	10 °C	15 °C	25 °C	B _A (TOC)	B _A (CSB)
$r_A(\text{DOC})$ [g/m ² *d]	1,25	1,53	1,55	1,58	2	~5
$\sim r_A(\text{CSB})$ [g/m ² *d]	3,38	4,12	4,18	4,25		
$\sim \text{C-Abbau}$ [%]	63	76	78	79		

In der Tabelle 6.2.1 sind die numerischen Werte der in VR 7 ermittelten durchschnittlichen C-Abbaugeschwindigkeiten für die mittleren Belastungen im ersten Reaktor und der Reaktorkaskade zusammengestellt worden. Sowohl ohne als auch mit Salz ist im Temperaturbereich von 5 bis 25 °C ein Anstieg der C-Abbaugeschwindigkeit von ca. 0,7 % pro Grad Temperaturerhöhung zu verzeichnen. In Anwesenheit von 20 g NaCl/l kommt es im gesamten Temperaturbereich zu einer Verringerung des C-Abbaus um ca. 19 %. Der Temperatur- und Salzeffekt fällt bei höherer Belastung ($B_A(\text{TOC})=4$ g/m²*d) ausgeprägter aus als bei der niedrigen von 2 g/m²*d.

Nitrifikation

Der bereits unter Kapitel 6.1 diskutierte Einfluss der Temperatur auf die Nitrifikation konnte erwartungsgemäß auch für die Versuchsreihen 3 und 7 festgestellt werden. In den Abbildungen 6.2.8 (VR 3) und 6.2.9 (VR 7) sind jeweils die Verläufe der $\text{NH}_4\text{-N}$ (VR 3) bzw. TKN-Abbaugeschwindigkeiten in den ersten Reaktoren bei unterschiedlichen Temperaturen ohne und mit einem Salzgehalt von 20 g NaCl/l dargestellt. Die Reaktoren der VR 3 (Abbildung 6.2.8) wurden bei Temperaturen von 5 bis 35 °C und die der VR 7 (Abbildung 6.2.9) bei 5 bis 25 °C betrieben. Die Betriebszeit in Gegenwart von Salz fiel in der VR 7 mit 20 Wochen doppelt so lang aus wie in der VR 3. In der VR 3 erwies sich unter salzfreien Bedingungen der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Umsatz über eine Versuchsdauer von sechs Wochen als stark temperaturabhängig. Bei 5 °C lagen die erzielten $\text{NH}_4\text{-N}$ -Abbaugeschwindigkeiten unterhalb von 0,5 $\text{g/m}^2\text{d}$. Das zugesetzte Salz beeinflusste diesen ohnehin bereits geringen $\text{NH}_4\text{-N}$ -Umsatz kaum.

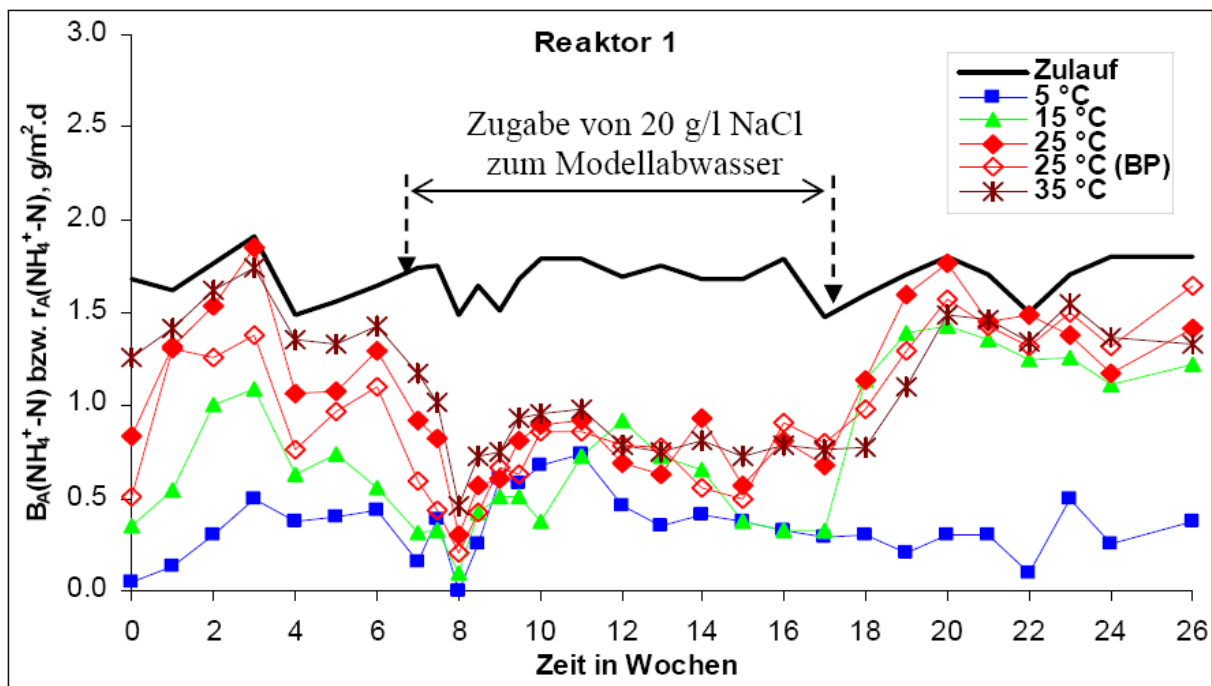


Abbildung 6.2.8: Einfluss von 20 g NaCl/l im Modellabwasser auf die $\text{NH}_4\text{-N}$ -Gesamtflächen-Abbaugeschwindigkeit bei Temperaturen von 5 bis 35 °C und bei $B_A(\text{NH}_4\text{-N}) = 1,7 \text{ g/m}^2\text{d}$ während der VR 3 mit Modellabwasser

Nach der Zugabe von 20 g NaCl/l zum synthetischen Abwasser sank die $\text{NH}_4\text{-N}$ -Abbaugeschwindigkeit bei 15, 25 und 35 °C. In den folgenden zwei Wochen erfolgte hier zwar eine Steigerung der Umsatzraten auf Werte von 0,5 bis 1 $\text{g/m}^2\text{d}$, der $\text{NH}_4\text{-N}$ -

Ergebnisse

N-Abbau blieb jedoch während der gesamten 20 g NaCl/l-Versuchsreihe inhibiert. Besonders ausgeprägt war die Salzwirkung in den 25- und 35 °C-Reaktoren, in denen unter NaCl-freien Bedingungen eine $\text{NH}_4\text{-N}$ -Abbaugeschwindigkeit von $\geq 1,3 \text{ g/m}^2\text{d}$ erreicht wurde. Während des 20 g NaCl/l-Experiments betrug diese meistens $0,7 \text{ g/m}^2\text{d}$, d.h. etwa die Hälfte gegenüber den salzfreien Bedingungen. Über den zehnwöchigen Zeitraum wurde keine Verbesserung des $\text{NH}_4\text{-N}$ -Umsatzes beobachtet.

Die Temperaturabhängigkeit während der Anfahrphase mit salzfreiem Abwasser ist auch für den Versuch mit kommunalem Abwasser ausgeprägt und in der Größenordnung (Abbaugeschwindigkeiten) mit den Ergebnissen für das Modellabwasser vergleichbar, wenngleich für 15 und 25 °C bei erhöhten TKN-Flächenbelastungen ($B_A > 2 \text{ g/m}^2\text{d}$) auch höhere Abbaugeschwindigkeiten auftraten als mit dem Modellabwasser, dessen Flächenbelastung auf $1,7 \text{ g/m}^2\text{d}$ begrenzt war.

Nach der Salzzugabe konnte auch bei den Versuchen mit kommunalem Abwasser wiederum ein Einbruch der Nitrifikation beobachtet werden, dessen Dauer aber stark von der Temperatur abzuhängen schien. So dauerte es bei 25 °C vier Wochen, bevor die TKN-Abbaugeschwindigkeit das Niveau der salzfreien Phase erreichte (ca. $2 \text{ g/m}^2\text{d}$), für 15 °C sechs Wochen (ca. $1,5 \text{ g/m}^2\text{d}$) und für 10 °C ca. sieben Wochen. Hier bestand also ein Unterschied zu den Versuchen mit Modellabwasser, bei denen die $\text{NH}_4\text{-N}$ -Abbaugeschwindigkeiten sich nicht wesentlich erholten und auf etwa der Hälfte des Ausgangsniveaus verharrten.

Dieser Unterschied könnte auf die Art der Animpfung des Abwassers zurückzuführen sein. Das Modellabwasser in der VR 3 war nur in der Anfahrphase angeimpft worden. Nach der Salzzugabe wurden den Reaktoren keine „neuen“ Bakterien insbesondere von salztoleranten Nitrifikanten mehr zugeführt, die wie sich durch Gensonden-Untersuchungen zeigte, den N-Umsatz unter diesen Bedingungen hauptsächlich bestimmen [Chapanova, 2008]. Der N-Umsatz wurde vermutlich in der VR 3 im Wesentlichen durch die bis dato anwesenden salztoleranten Nitrifikanten getragen, wodurch die Abbaugeschwindigkeiten gegenüber der salzfreien Zeit abgesenkt wurden. Das Wachstum der halophilen NH_4 -Oxidierer erfolgte demzufolge in der Versuchszeit von 10 Wochen nicht in nennenswertem Umfang.

Ergebnisse

Dagegen war es durch die Verwendung von kommunalem Abwasser in der VR 7 in stärkerem Maße möglich, dass sich die Population dieser Spezialisten durch die Zufuhr von halophilen Nitrifikanten aus dem zugeführten geklärten Abwasser in den Reaktoren ergänzen konnte. Über ähnliche Effekte des kontinuierlichen Animpfens beim Einsatz von kommunalem Abwasser im Vergleich zu keimarmem Modellabwasser wird unter [Egli, 2003] berichtet. Vermutlich erreichten die Nitrifikanten in der VR 7 auf Grund des kontinuierlichen Animpfens ähnliche Abbaugeschwindigkeiten wie vor den Salzversuchen. Allerdings folgte im ersten Reaktor insgesamt 10 bis 11 Wochen nach der Salzzugabe wiederum ein stärkerer Einbruch, der bisher nur durch Betriebsschwierigkeiten (z.B. nicht ausreichendes Spülen der Reaktoren) erklärt werden kann und Fragen offen lässt.

Der Nitrifikanten-Biofilm des 5 °C-Reaktors erwies sich auch in der VR 7 wie beim Versuch mit dem Modellabwasser (VR 3) relativ unbeeinflusst von der Salzzugabe. Die TKN-Abbaugeschwindigkeit lag sowohl vor als auch nach der Salzzugabe zwischen 0,5 und 1 g/m²*d.

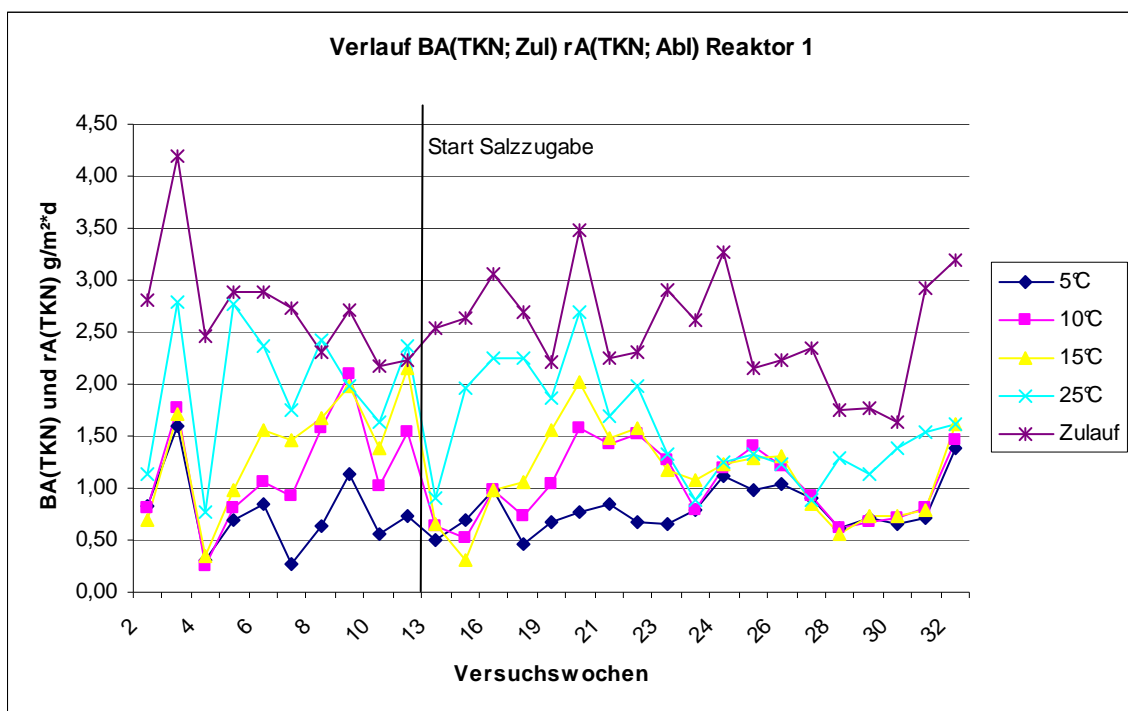


Abbildung 6.2.9: Verlauf der TKN-Gesamt-Flächenbelastungen (auf Reaktor 1 bezogen) und TKN-Gesamt-Abbaugeschwindigkeiten während der VR 7 mit kommunalem Abwasser

Die Abbildung 6.2.10 zeigt die Abhängigkeit der TKN-Abbaugeschwindigkeit von der TKN-Flächenbelastung für die Abläufe der Zweireaktor-Kaskade. Die hier herrschen-

Ergebnisse

de Flächenbelastung liegt innerhalb der DWA-Auslegung. Bei der Interpretation ist zu berücksichtigen, dass bei den Ergebnissen ohne Salz auch diejenigen aus der Einfahrphase enthalten sind, weshalb die Linien nicht immer völlig dem erwarteten Trend folgen. Für 15 und 25 °C sind bei salzfreier Fahrweise die TKN-Abbaugeschwindigkeiten aufgrund der kürzeren Einfahrzeit der Reaktoren wiederum erwartungsgemäß höher als mit Salz. Es ist ersichtlich, dass der Einfluss der Temperatur mit zunehmender Flächenbelastung zunimmt.

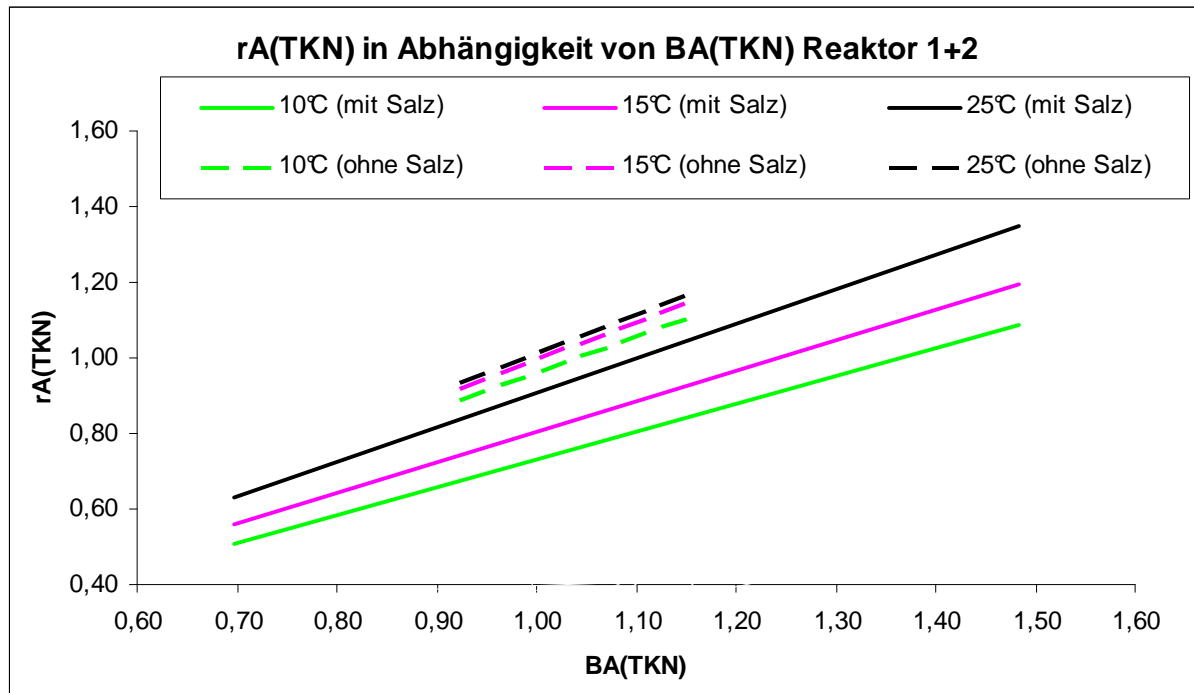


Abbildung 6.2.10: TKN-Gesamtflächen-Abbaugeschwindigkeit ($r_A(\text{TKN})$; g/m²*d) in Abhängigkeit von der TKN-Gesamtflächenbelastung ($B_A(\text{TKN})$; g/m²*d) in der VR 7 mit kommunalem Abwasser bei Temperaturen von 5 bis 25 °C und erhöhten Salzgehalten (20 g NaCl/l) über die Zweireaktor-Kaskade (bei DWA-Auslegung)

In der Tabelle 6.2.1 werden die in den VR 3, 4, 6 und 7 erzielten mittleren TKN-Abbaugeschwindigkeiten, $r_A(\text{TKN})$ für höhere Belastungen ($B_A(\text{TKN})$, jeweils auf die Gesamtfläche des Reaktors bezogen) bei den Versuchstemperaturen ohne und mit 20 g NaCl/l vergleichend zusammengestellt. Bei der Interpretation dieser Ergebnisse ist zu berücksichtigen, dass die DWA eine TKN-Belastung ($B_A(\text{TKN})$) von bis zu ca. 0,9 g/m²*d empfiehlt.

Es fällt auf, dass die TKN-Abbaugeschwindigkeiten bei Temperaturen unterhalb von 10 °C deutlich abnehmen. Oberhalb von 10 °C ist ebenfalls ein geringerer Temperatureinfluss zu erkennen, der mit der Höhe der eingestellten TKN-Belastung zunimmt. Im Bereich der TKN-Auslegung der DWA wird bei Temperaturen von 10 °C ein 90%iger

Ergebnisse

Abbau erzielt. Der TKN-Abbau ist hier weitgehend substratlimitiert, sodass die Temperatur sich nicht signifikant auswirkt.

Tabelle 6.2.1: Im getauchten Festbett erzielte TKN-Abbaugeschwindigkeiten ($r_A(\text{TKN})$) bei Temperaturen von 5 bis 35 °C sowie ohne und mit 20 g NaCl/l in Modellabwässern (VR 3, 4 und 6) sowie kommunalen Abwasser (VR 7) bei TKN-Gesamtfächen-Belastungen zwischen 1 bis 2,5 $\text{g}/\text{m}^2\cdot\text{d}$

		Reaktoren	T °C	5	10	15	25	35
ohne Salz	VR7	1	BA(TKN)	2,48	2,4	2,42	2,41	
			rA(TKN)	0,66	1,43	1,73	2,03	
	VR3	1	BA(TKN)	1,7		1,7	1,7	1,7
			rA(TKN)	0,3		0,7	1,3	1,4
	VR6	1	BA(TKN)	1,57		1,67	1,55	
rA(TKN)			0,37		1,11	1,47		
VR4	1	BA(TKN)	1,1		0,98	0,99	1,05	
		rA(TKN)	0,76		0,82	0,92	0,99	
mit Salz	VR7	1+2	BA(TKN)	1,06	1,03	1,03	1,03	
			rA(TKN)	0,35	0,97	1,01	1,02	
	VR7	1	BA(TKN)	2,22	2,24	2,28	2,27	
			rA(TKN)	0,88	0,98	0,98	1,3	
	VR3	1	BA(TKN)	1,7		1,7	1,7	1,7
rA(TKN)			0,3		0,5	0,7	0,7	
VR7	1+2	BA(TKN)	1,08	1,08	1,07	1,07		
		rA(TKN)	0,39	0,86	0,92	1		

Die Temperatur führte bei höheren Belastungen im Temperaturbereich von 10 bis 35 °C zu einer durchschnittlichen Erhöhung der TKN-Abbaugeschwindigkeit von 1,2 % pro Grad Temperaturanstieg (siehe Tabelle 6.2.1).

Der inhibierende Einfluss von 20 g NaCl/l auf die TKN-Abbaugeschwindigkeit lässt sich im Temperaturbereich von 10 bis 25 °C bei TKN-Belastungen von 1 $\text{g}/\text{m}^2\cdot\text{d}$ durchschnittlich mit 7 % beziffern (VR 7 in Kaskade). Bei höheren TKN-Belastungen von 2 $\text{g}/\text{m}^2\cdot\text{d}$ ist der Salzeinfluss größer, die TKN-Abbaugeschwindigkeit verringert sich hier um ca. 40 % (VR 3 und 7, ein Reaktor) beim Zusatz von 20 g NaCl/l.

6.3 Einfluss des getauchten Festbettmaterials auf das Anfahrverhalten von Reaktoren

In diesem Kapitel wird das Anfahrverhalten von getauchten Festbettreaktoren bei der ersten Inbetriebnahme betrachtet. Daneben wird in einer ersten Versuchsreihe die

Ergebnisse

Wiederinbetriebnahme nach einer längeren Hungerphase, d.h. einer Betriebszeit ohne Abwasserzufuhr, untersucht.

Es werden kommerziell verfügbare getauchte Festbett-Aufwuchsmaterialien betrachtet, die in Kapitel 5.2 näher beschrieben werden. In Tabelle 5.2.1 wird ein Überblick der vier Versuchsreihen gegeben, deren Ergebnisse im Weiteren unter den folgenden Gesichtspunkten näher diskutiert werden sollen:

- Vergleiche der Entwicklung der C-Abbau- und Nitrifikanten-Aktivität bei erstmaliger Inbetriebnahme verschiedener Aufwuchsmaterialien (VR A1)
- Einfluss der Art des Aufwuchsmaterials auf die Entwicklung der Nitrifikantenaktivität bei erstmaliger Inbetriebnahme unter Berücksichtigung von
 - Temperatur (VR A2 und A5) und
 - TKN-Flächenbelastung (VR A3 und A4a)
- Wiederinbetriebnahme eines Nitrifikantenbiofilms nach einer Hungerphase (VR A4b)

In einer ersten Versuchsreihe (VR A1) wurde die Entwicklung des C-Abbaues und des Stickstoffumsatzes auf werksfrischen kommerziellen Aufwuchsmaterialien miteinander verglichen. In den weiteren Versuchen VR A2 bis A5 wurde die Anfahrphase dann ausschließlich in Bezug auf die Entwicklung der Nitrifikation untersucht, die sich als prozesskritisch erweist. Dabei wurde in den VR A2 und A5 der Einfluss des Materials beim Anfahren der Reaktoren bei 15, 20 und 25 °C, aber vergleichbarer TKN-Flächenbelastung ($B_A(\text{TKN})=1,75\text{-}1,8 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$) betrachtet. Zudem wurden Versuche bei gleicher Temperatur (15°C), aber zwei unterschiedlichen TKN-Flächenbelastungen (VR A3 mit $B_A(\text{TKN})=1,3 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$; VR A4a mit $B_A(\text{TKN})=1,8 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$) durchgeführt.

Die VR A4b war durch eine vorgeschaltete Hungerphase gekennzeichnet. Diese schloss sich an die VR A4a an, nachdem die Reaktoren vollständig nitrifizierten. Während der Hungerphase wurden die Reaktoren bei 15 °C ohne Zufuhr von Substrat, Sauerstoff und Wasser etwa fünf Wochen lang ruhen gelassen. Der dadurch eintretende Aktivitätsverlust ist dann nach Zugabe von Ammonium-N in Batch-Versuchen ermittelt worden. Nach Abschluss der Hunger-Phase wurde der kontinuierliche Betrieb wieder mit derselben Belastung ($B_A(\text{TKN})=1,8 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$) aufgenommen wie zuvor, um das Wiederanfahren der Anlage hin bis zur vollständigen Nitrifikation

Ergebnisse

mit bereits bewachsenen, aber teilweise deaktivierten Aufwuchskörper-Biofilmen zu simulieren. Derartige Hungerzustände können beispielsweise bei saisonalem Betrieb der getauchten Festbettanlagen auftreten.

Vergleich der Entwicklung des C-Abbaus und der Nitrifikation bei erstmaliger Inbetriebnahme

Abbildung 6.3.1 zeigt einen für den Anfahr-Prozess einer getauchten Festbettanlage typischen Verlauf für den Kohlenstoff-Abbau (während der VR A1). Bereits eine Woche nach Beginn der Zufuhr des Modellabwassers (und nach Animpfen der Anlage mit Belebtschlamm der KA Halle-Nord) beträgt der C-Abbau > 95 %, dieser Abbau wird über den gesamten Versuchsbetrieb von drei Monaten beibehalten. Ein signifikanter Unterschied zwischen den eingesetzten fünf verschiedenen kommerziellen getauchten Festbettmaterialien lässt sich nicht erkennen. Das Wachstum der heterotrophen Mikroorganismen und die Kohlenstoffelimination erfolgen zügig. Erst danach tritt die Nitrifikation in Erscheinung, wie am Auftreten von Nitritgehalten im Ablauf der Reaktoren zu erkennen ist (siehe Abbildung 6.3.2).

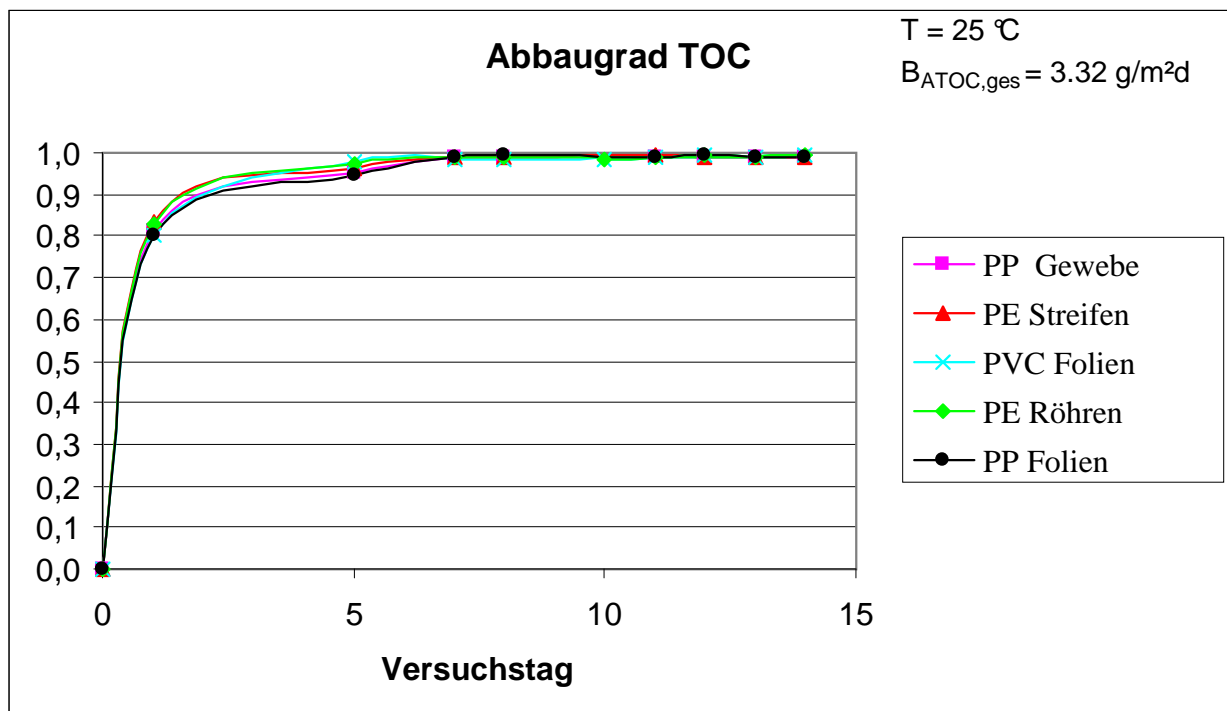


Abb. 6.3.1: Verlauf des TOC-Abbaugrades in den ersten 15 Versuchstagen in Doppelreaktorkaskaden mit fünf werksfrischen kommerziellen getauchten Festbettmaterialien (VR A1)

Ergebnisse

Die zeitliche Entwicklung des Abbaugrads an Ammonium war bei dieser Versuchsreihe, die bei 25 °C durchgeführt wurde, für alle Materialien (mit Abstrichen bei PE Folienstreifen) vergleichbar. Die Anhäufung von Nitrit ist auf ein verzögertes Wachstum der Nitrit-Oxidierer zurückzuführen, das zunächst substratlimitiert ist. Die Art des Aufwuchsmaterials scheint einen Einfluss auf die Intensität der Nitritphase zu haben. So zeigte insbesondere der Aufwuchskörper aus PVC-Folien eine hohe Nitritkonzentration (Abbildung 6.3.2) in der Initialphase sowie nach der Aufnahme bzw. Intensivierung von Luftspülaktivitäten wiederkehrende Nitrit-Akkumulationen. Der nitritoxidierende Biofilm scheint auf diesem Aufwuchsmaterial weniger günstige Aufwuchsbedingungen zu finden.

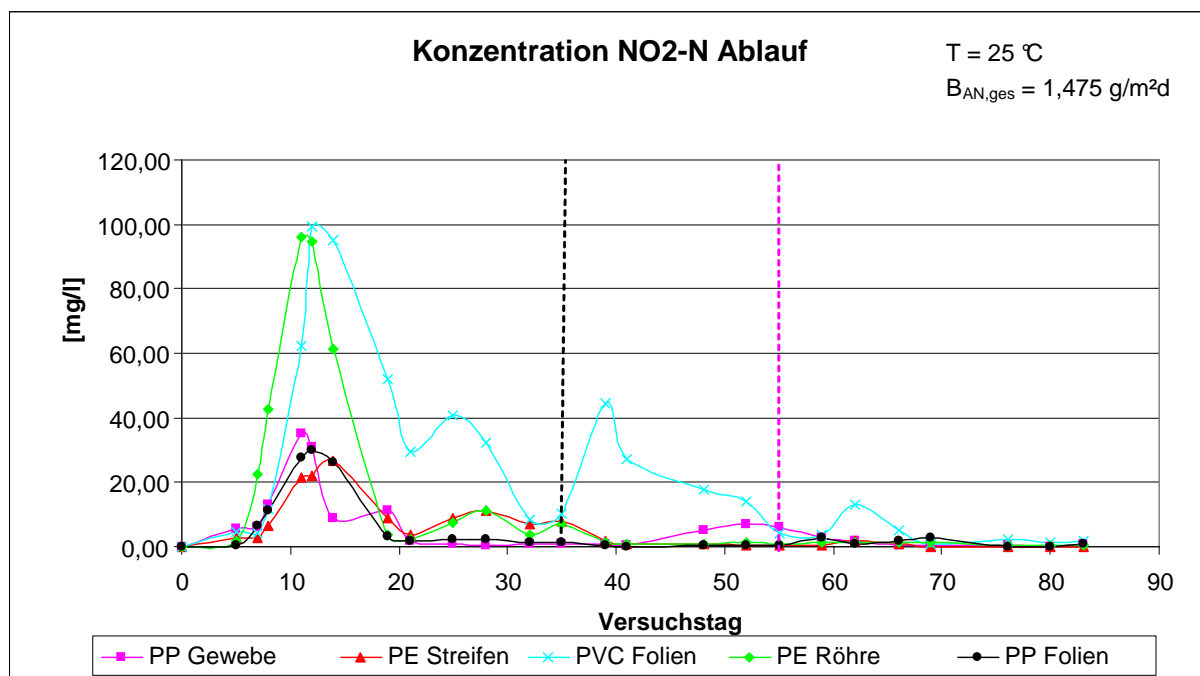


Abb. 6.3.2. Zeitlicher Verlauf der Nitrit-N-Konzentration beim Anfahren im Ablauf der mit fünf werksfrischen Festbettmaterialien bestückten Versuchsreaktoren während der VR A1 bei 25 °C (schwarze gestrichelte Linie: Aufnahme der ersten Luftspültätigkeit; rosa gestrichelte Linie: Beginn des kontrollierten Luftspülzyklus)

Einfluss der Temperatur

In den Versuchen VR A2, A4a und A5 wurde die Entwicklung der Nitrifikation von sechs werksfrischen Aufwuchsmaterialien verglichen, denen ein im wesentlichen Ammonium-N enthaltendes Modellabwasser zugeführt wurde. Die Tabelle 6.3.1 gibt eine Übersicht des Verlaufs der einzelnen Nitrifikationsphasen für die betrachteten

Ergebnisse

Betriebstemperaturen von 15, 20 und 25 °C bei vergleichbarer TKN-Flächenbelastung.

Zunächst ist festzustellen, dass die Nitritbildung mit zunehmender Betriebstemperatur bei allen Materialien erwartungsgemäß früher einsetzte. Von 15 zu 20 °C verringerten sich diese Zeiten von 9 bis 29 (15 °C) auf 8 (20 °C) bis hin zu 2 bis 5 Tagen (25 °C), siehe Spalte 1 der Tabelle 6.3.1. Die Art der Aufwuchsmaterialien hat bei der niedrigsten untersuchten Temperatur von 15 °C einen erheblichen Einfluss auf den Beginn der Nitritbildung. Es sind Unterschiede um den Faktor zwei zu beobachten. Die Höhe der auftretenden Nitritkonzentration nimmt dagegen mit der Temperatur zu, siehe Spalten 4 der Tabelle 6.3.1. Auch in dieser Hinsicht treten deutliche Unterschiede zwischen den untersuchten Festbettmaterialien auf. Das Nitritmaximum trat ca. 20 Tage nach Inbetriebnahme auf. Das PP-Gewebe gefolgt von den PP-Folien rau zeichnen sich durch eine rasche Entwicklung der Nitritoxidation aus, sie begünstigen offenbar die Entwicklung der $\text{NH}_4\text{-N}$ oxidierenden Mikroorganismen. Diese beiden Materialien zeichnen sich im Vergleich zu anderen Materialien durch stärker strukturierte Oberflächen aus.

Das Festbettmaterial hat ebenfalls einen gewissen Einfluss auf den Beginn der Nitratbildung, siehe Spalte 2 der Tabelle 6.3.1. Die Temperatur ist ebenfalls von Bedeutung. Zwischen 15 und 20 °C verkürzt sich die Zeit bis zum Auftreten der Nitratbildung bei allen Materialien. Bei weiterer Temperaturerhöhung auf 25 °C verharret der Beginn der Nitratbildung in der gleichen Größenordnung. Nach 26 bis 57 Tagen wird das zugeführte Ammonium-N vollständig nitrifiziert. Die Unterschiede zwischen den Materialien und Temperaturen sind nach dieser Zeit nicht mehr deutlich ausgebildet. Für das Anfahren der Nitrifikation einer getauchten Festbetтанlage ist den Versuchen zufolge mindest ein Zeitraum von 1 bis 2 Monaten anzusetzen.

Das Temperaturverhalten der Nitrit-Konzentration ist zum Teil auf das zunehmende Wachstum der Ammonium-Oxidierer mit zunehmender Temperatur zurückzuführen. Auf der Grundlage des akkumulierten Nitrits können sich dann die Nitrit-Oxidierer entwickeln. Diese verfügen über ein optimales Wachstum bei Temperaturen zwischen 5 und 20 °C, sodass am Ende der Anfahrphase alles zur Verfügung stehende Ammonium von den aktiveren Nitritoxidierern nahezu vollständig zu Nitrat umgewandelt wird [Egli, 2003; Jubany, 2009; Yang, 2007]. Bei Temperaturen von 25 °C und

Ergebnisse

höher verlängert sich die Nitrit-Phase, da die Aktivität der Nitritoxidierer im Vergleich zu der der Ammoniumoxidierer abzunehmen beginnt.

Tabelle 6.3.1: Vergleich der Nitrifikationsphasen von sechs Festbettmaterialien bei drei Betriebstemperaturen am Ablauf des Doppelkaskadenreaktors mit:
 [I] 15°C, VR A4a (vor Hunger), $B_A(\text{TKN})=1,8 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$
 [II] 20°C, VR A5, $B_A(\text{TKN})=1,8 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und
 [III] 25°C, VR A2, $B_A(\text{TKN})=1,75 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$

	Beginn			Zeit bis			Max.
	Konzentration			Konzentration			Konzentration
	Erstes Auftreten NO ₂ -N- [Tag]	Erstes Auftreten NO ₃ -N- [Tag]		NO ₂ -N Max. [Tag]	NO ₃ -N stationär [Tag]		Max. NO ₂ -N- Konz. [mg/l]
Versuch Temp. °C	[I] [II] [III] 15 20 25	[I] [II] [III] 15 20 25		[I] [II] [III] 15 20 25	[I] [II] [III] 15 20 25		[I] [II] [III] 15 20 25
PP Gewebe	14 8 2	26 13 2		19 8 12	57 29 26		19 40 45
PP Folien rauh	9	19		19	43		20
PP Folien glatt	5	15		22	61		85
PE Röhren	23 8 5	29 13 15		29 8 15	43 19 61		21 44 46
PE Streifen	19 8 5	23 13 26		23 13 26	36 29 61		17 40 83
PE Röhren und Lamellen	29 8	33 13		43 15	57 29		23 54

Einfluss der TKN-Flächenbelastung

Der Einfluss der TKN-Belastung auf die Entwicklung der Nitrifikation lässt sich in der Tabelle 6.3.2 für die Versuche VR A3 und A4a bei der Betriebstemperatur von 15°C ablesen. Die charakteristischen Zeiträume der Nitrifikation während des Anfahr-Prozesses von fünf werksfrischen Festbettmaterialien (Zeit bis zum Beginn des Ammonium-Abbaus bzw. der Nitritbildung, Zeit bis zum Beginn der Nitratbildung, Zeit bis zum Erreichen der Nitrit- und Nitrat-Maximalkonzentration) sind für den ersten Reaktor bzw. für die Doppelreaktor-Kaskade dargestellt.

Ergebnisse

Tabelle 6.3.2: Einfluss der Flächenbelastung auf die Entwicklung der Nitrifikation von sechs werksfrischen bzw. mit Biofilm nach Hungerperiode (H) bewachsenen Festbettmaterialien am Ablauf der Doppelkaskade mit:

[I] $B_A(\text{TKN})=1,3 \text{ g/m}^2\text{d}$; VR A3, 15 °C

[II] $B_A(\text{TKN})=1,8 \text{ g/m}^2\text{d}$; VR A4a (vor Hungerversuchen), 15 °C und

[III] $B_A(\text{TKN})=1,8 \text{ g/m}^2\text{d}$; VR A4b (nach vierwöchiger Hungerperiode), 15 °C

	Beginn		Zeit bis Konzentration		Max. Konzentration
	Erstes Auftreten NO ₂ -N- [Tag]	Erstes Auftreten NO ₃ -N- [Tag]	NO ₂ -N Max. [Tag]	NO ₃ -N Stationär [Tag]	Max. NO ₂ -N- Konz. [mg/l]
Versuch $B_A(\text{TKN})$ [g/m ² *d]	[I] [II] [III] 1,3; 1,8 ;1,8H	[I] [II] [III] 1,3; 1,8 ;1,8H	[I] [II] [III] 1,3; 1,8 ;1,8H	[I] [II] [III] 1,3; 1,8 ;1,8H	[I] [II] [III] 1,3; 1,8 ;1,8H
PP Gewebe	28 14 15	32 26 15	33 19 17	41 57 42	20 19 18
PP Folien rauh	34 9 15	47 19 24	47 19 17	56 43 42	58 20 23
PP Folien glatt	41	56	57	73	67
PE Röhren	34 23 15	56 29 15	56 29 17	73 43 53	78 21 14
PE Streifen	36 19 17	48 23 15	46 23 17	54 36 42	39 17 8
PE Röhren und Lamellen	29 15	33 15	43 17	57 53	23 11

Die Versuchsreihe mit der höheren TKN-Flächenbelastung (VR A4a vor dem Hunger, $B_A(\text{TKN})=1,8 \text{ g/m}^2\text{d}$) führt zu einem

- früheren Einsetzen der Nitritphase, einer Verkürzung der Nitritphase und einer Verringerung der Intensität der Nitrit-Konzentration
- früheren Auftreten von Nitrat und (mit einer Ausnahme) auch einem früheren Einsetzen einer stabilen Nitrifikation.

Die Belastung ist offenbar eine weitere Größe für das Wachstum der Ammoniumoxidierer. Die Nitrit-Phase fällt kürzer und weniger intensiv (maximale Nitrit-Konzentration) aus, wenngleich in unterschiedlich starkem Maße für die einzelnen Materialien. Die Nitrit-Oxidierer profitieren scheinbar ebenfalls von der höheren Ammoniumbelastung wodurch die Akkumulation von Nitrit vermindert werden konnte.

Ergebnisse

Lediglich das Festbett-Material PP Gewebe erzielte bei höherer Belastung keine kürzere Zeit bis zum Erreichen der vollständigen Nitrifikation.

Vergleicht man die Festbettmaterialien während der Versuchsreihe mit der niedrigeren Flächenbelastung (VR A3), lässt sich sagen, dass PP Gewebe in allen Belangen (kürzeste Einfahrzeit, niedrigste Nitrit-Maximalkonzentration) den anderen Materialien überlegen war. Die Materialien PE Röhren und PP Folien glatt zeigten während dieses Versuches die ungünstigsten Ergebnisse. Jedoch verringern sich die Unterschiede während der Versuche mit der höheren Belastung (VR A4a).

Einfluss der Hunger-Phase

In der Tabelle 6.3.3 wird ein Überblick des Verlaufs der Versuchsreihe A4 vor (VR A4a) und nach (VR A4b) der Hungerphase gegeben. Zudem sind die in Batchversuchen ermittelten Ammoniumabbau-Aktivitäten der Reaktoren aufgeführt.

Die $\text{NH}_4\text{-N}$ -Abbaugeschwindigkeiten der fünf parallel betriebenen Doppelkaskaden sind im Zustand stabiler Nitrifikation vor der Hungerphase im 1. Reaktor etwa doppelt so hoch wie im 2. Reaktor (Batchversuch Nr. 1). Im kontinuierlichen Betrieb erfolgt der größte Umsatz im ersten Reaktor, folglich ist die Besiedelung mit aktiver Biomasse an Ammoniumoxidierern hier am größten. Dagegen werden während des Wiederanfahrens etwa 14 Tage nach Beendigung der Hungerphase in den beiden Reaktoren vergleichbare Aktivitäten ermittelt (Batchversuch Nr. 4-6). Die $\text{NH}_4\text{-N}$ -Umsatzgeschwindigkeiten sind in der stabilen Nitrifikationsphase (Batchversuch Nr.1) in den fünf Reaktoren ähnlich. Ein deutlicher Einfluss des Aufwuchsmaterials auf den Umsatz lässt sich nicht erkennen, obwohl der Biofilm im Reaktor mit PP Gewebe visuell wesentlich stärker ausgebildet ist.

Nachdem der Biofilm während der Hungerphase ohne Sauerstoff- und Substratzufuhr bei 15 °C ausgelagert worden war, konnte dessen $\text{NH}_4\text{-N}$ -Abbauaktivität innerhalb von 14 Tagen wieder hergestellt werden (Batchversuche Nr. 4-6). Nach Beendigung der Hungerphase wurden zunächst zwei Batch-Versuche durchgeführt, wozu zweimal Substrat in Form von Ammoniumchlorid zudosiert wurde. Zudem wurden nach Aufnahme des kontinuierlichen Versuchsbetriebs die Reaktoren am zweiten Versuchstag mit Belebtschlamm der KA Halle-Nord angeimpft. Aus den Ergebnissen der Batchversuche in Tabelle 6.3.3 ist zu erkennen, dass der Biofilm bereits vor der Wiederaufnahme des kontinuierlichen Versuchsbetriebes (siehe Ammonium-

Ergebnisse

Abbaugeschwindigkeiten des Batch-Versuches Nr.5 im Vergleich zu Nr. 4) durch die einmalige Ammoniumzugabe einen Teil seiner Aktivität wiedererlangte.

Tabelle 6.3.3: Durchschnittliche NH₄-N Abbaugeschwindigkeiten im Reaktor 1 und 2 während der Batch-Versuche vor und nach der Hungerperiode sowie Angaben zum Versuchsbetrieb während der Versuchsreihen A4a und A4b bei 15 °C

	PP Gewebe	PE Streifen	PE Röhren + Lamellen	PE Röhren	PP Folien rau
04.02.09	Animpfung + Beginn VR A4a kontinuierlicher Betrieb				
15.04.09	Alle Reaktoren eingefahren (vollständige Nitrifikation)				
06.05.09	Nr.1: Ammonium-Abbaugeschwindigkeiten Batch-Versuch [g/m ² *d]				
Reaktor 1	2,68	3,48	3,53	3,97	3,72
Reaktor 2	2,13	1,84	2,09	1,67	2,00
12.05.09	Zweiter Batch-Versuch				
14.05.09	Dritter Batch-Versuch				
14.06.09	Ende kontinuierlicher Betrieb VR A4a				
15.06.-13.07.09	Hungerphase (kein Substrat, kein Sauerstoff)				
14.07.09	Nr.4: Ammonium-Abbaugeschwindigkeiten Batch-Versuch [g/m ² *d]				
Reaktor 1	0,10	0,26	0,10	~0	0,07
Reaktor 2	~0	0,08	~0	~0	~0
17.07.09	Nr.5: Ammonium-Abbaugeschwindigkeiten Batch-Versuch [g/m ² *d]				
Reaktor 1	0,67	0,60	0,46	0,67	0,61
Reaktor 2	0,60	0,05	0,75	0,65	0,18
20.07.09	Wiederaufnahme kontinuierlicher Betrieb Start VR A4b				
21.07.09	Animpfung mit Belebtschlamm				
05.08.09	Nr. 6: Ammonium-Abbaugeschwindigkeiten Batch-Versuch [g/m ² *d]				
Reaktor 1	2,75	2,69	2,69	3,06	2,62
Reaktor 2	2,68	2,67	2,78	2,75	2,57
07.09.09	Ende VR A4b				

In der Tabelle 6.3.2 sind die charakteristischen Nitrifikationszeiten der Versuchsreihen A4a und A4b vergleichend nebeneinander gestellt (Spalte [II] werksfrisches Material und Spalte [III] mit Biofilm und Hungerperiode, jeweils 15 °C und B_A(TKN)=1,8 g/m²*d). Im Regelfall fallen die Zeiten kürzer aus, d.h. verläuft die Nitrifikation nach der Hungerperiode schneller. Die Interpretation der Einfahr-Zeiten nach der Hungerperiode wird jedoch dadurch erschwert, dass vor Beginn der kontinuierlichen Zugabe des Ammonium-Modellabwassers in einer etwa 7 Tage dauernden Vorphase zur Messung der Restaktivitäten den Reaktoren zweimal Ammonium zugeführt wurde.

6.4 Einfluss der Betriebsweise der Reaktoren

Getauchte Festbettkläranlagen werden in der Regel als Kaskade von drei und mehr hintereinander geschalteten Einzelreaktoren aufgebaut. Im ersten hochbelasteten Reaktor wird im wesentlichen CSB abgebaut. Im letzten schwach belasteten findet bei nitrifizierenden Anlagen die Restnitrifikation statt. Die Kaskaden-Betriebsweise führt zu einer engeren Verweilzeitverteilung. Der Konzentrierung des CSB-Abbaus und damit des Schlammanfalls im ersten Reaktor ist durch entsprechende Luftspülmaßnahmen zu begegnen.

Die weitgehende räumliche Trennung von Nitrifikation und C-Abbau in Kaskaden erscheint ungünstig im Hinblick auf die erwünschte simultane Denitrifikation in getauchten Festbetten. Vor dem Hintergrund der potentiell höheren Denitrifikation in homogen betriebenen getauchten Festbettreaktoren wurden über einen Zeitraum von ein- einhalb Jahren vergleichende Labor-Untersuchungen zwischen beiden Reaktortypen (Einzelreaktor, E1 und Dreireaktoren-Kaskade, K1 bis K3) unter ansonsten vergleichbaren Bedingungen durchgeführt. Die Versuchsbedingungen sind in Kapitel 5.3 erläutert.

Kohlenstoff-Abbau

Die in den Versuchen gewählte höchste TOC-Flächenbelastung von $2,92 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ entspricht einer CSB- bzw. BSB_5 -Flächenbelastung von $7,76 \text{ g/m}^2\cdot\text{d}$ und liegt damit in den von der DWA vorgeschlagenen Grenzen. Der C-Abbau wurde näher in den Versuchsreihen VR B3 und B4 untersucht (siehe Tabelle 5.3.1). Der Kohlenstoff-Abbau war für beide Reaktortypen (Einzelreaktor, Dreierkaskade) vergleichbar. Er lag über weite Strecken oberhalb von 90 % (E1 an 70% der Versuchstage, K3 87 %) bzw. größer 95 % (E1 an 37 % der Versuchstage, K3 63%). In Abbildung 6.4.1 ist zu erkennen, dass in der Dreierkaskade der Hauptanteil am C-Abbau erwartungsgemäß in der ersten Kaskade stattfand (ca. 80 %). In der zweiten Kaskade wurde der C-Abbau so weit vervollständigt, dass er auf dem Niveau des Einzelreaktors lag. Die während der Versuche eingestellten Flächenbelastungen hatten dabei so gut wie keinen Einfluss auf den Abbaugrad.

Ergebnisse

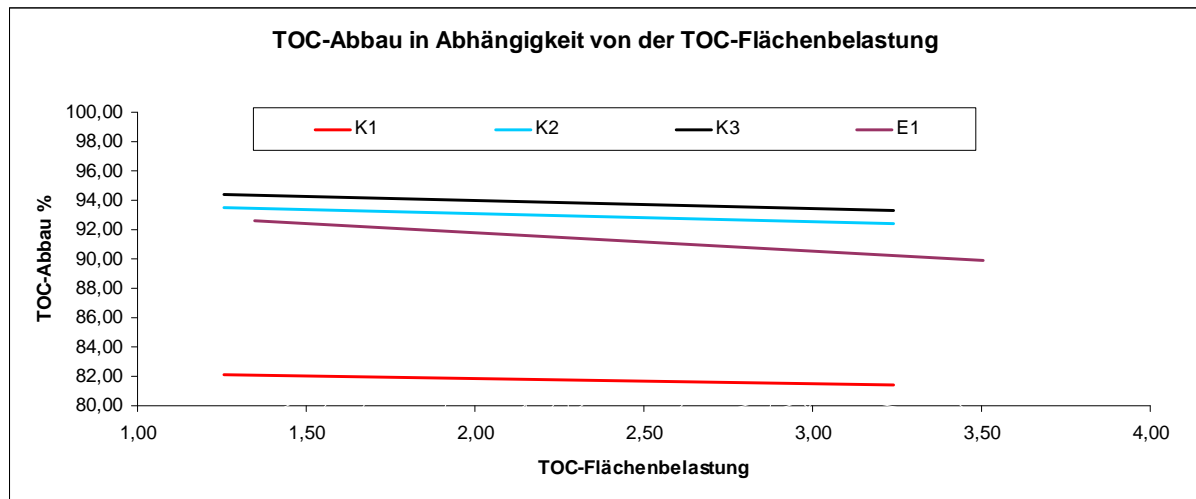


Abbildung 6.4.1: Vergleich des TOC-Abbaus (Trend, VR B3 und B4) von Einzelreaktor (E1) mit Dreireaktor-Kaskade (K) in Abhängigkeit von der TOC-Flächenbelastung (g/m²*d; jeweils bezogen auf Gesamtreaktor, 25 °C)

Stickstoff-Umsatz

Im Hinblick auf den Stickstoff-Umsatz ergaben sich signifikante Unterschiede zwischen dem Einzelreaktor, E1 und der Dreierkaskade, K.

So war der Ammoniumabbau in der Dreierkaskade unabhängig von der Belastung während aller Versuchszeiträume stabiler und lag an 50 % der Versuchstage bei über 99 % (Abbildung 6.4.2), während er für den Einzelreaktor (E1) nur an 40 % der Versuchstage über 95 % lag. Für den Einzelreaktor ist auch in der Tendenz eine leichte Abnahme des Abbaugrades mit der NH₄-N-Flächenbelastung festzustellen. Insgesamt ist das Niveau des Ammoniumabbaus des Einzelreaktors mit dem des Ablaufes des zweiten Reaktors (K2) der Kaskade zu vergleichen. Zwischen 10 bis 50 % des Ammoniums wurden bereits im ersten Reaktor (K1) abgebaut, teilweise bis zum Nitrat-Stickstoff.

Noch größere Unterschiede zeigten sich bei den Nitrit-Konzentrationen im Ablauf des Einzelreaktors und der Dreikaskade. So waren im Ablauf des Einzelreaktors NO₂-N-Konzentrationen von meist deutlich über 10 mg/l, abhängig von der eingestellten NH₄-N-Belastung, festzustellen (Abbildung 6.4.3). Im Vergleich dazu sind die Restkonzentrationen an Nitrit-Stickstoff im Ablauf der Kaskade (K3) in Abbildung 6.4.4 dargestellt. Die Konzentrationen liegen überwiegend unter 2 mg/l und damit um eine Zehnerpotenz unter denen im Ablauf des Einzelreaktors (E1), der mit vergleichbarer Flächenbelastung betrieben wurde. Es zeigt sich auch bei der Kaskade eine gewisse

Ergebnisse

Abhängigkeit der Nitrit-Restkonzentration von der vorliegenden $\text{NH}_4\text{-N}$ -Flächenbelastung.

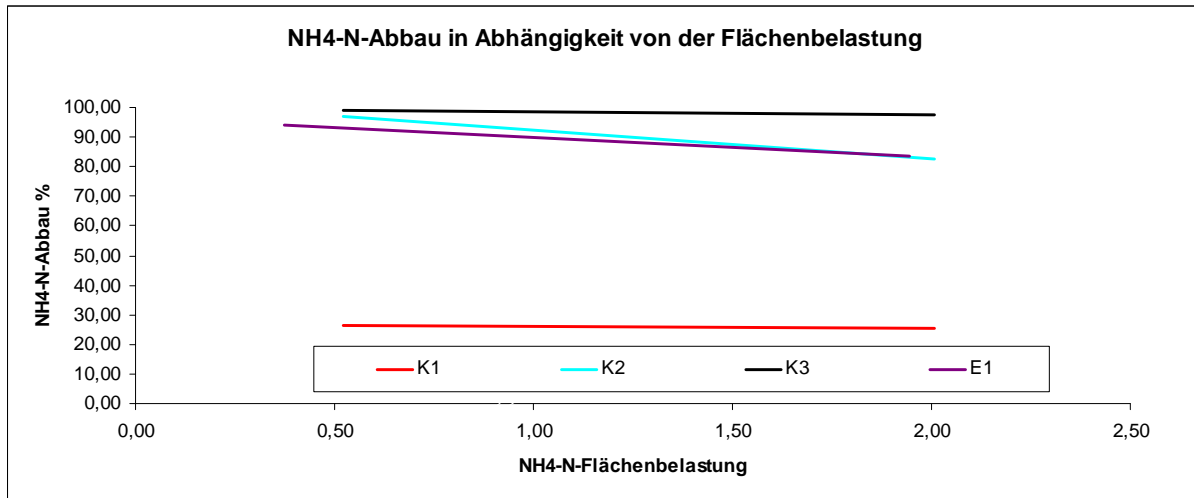


Abbildung 6.4.2: Vergleich des $\text{NH}_4\text{-N}$ -Abbaus (Trend, VR B1 bis B4) von Einzelreaktor (E1) mit Dreireaktor-Kaskade (K) in Abhängigkeit von der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Flächenbelastung ($\text{g/m}^2\cdot\text{d}$; jeweils bezogen auf Gesamtreaktor, 25 °C)

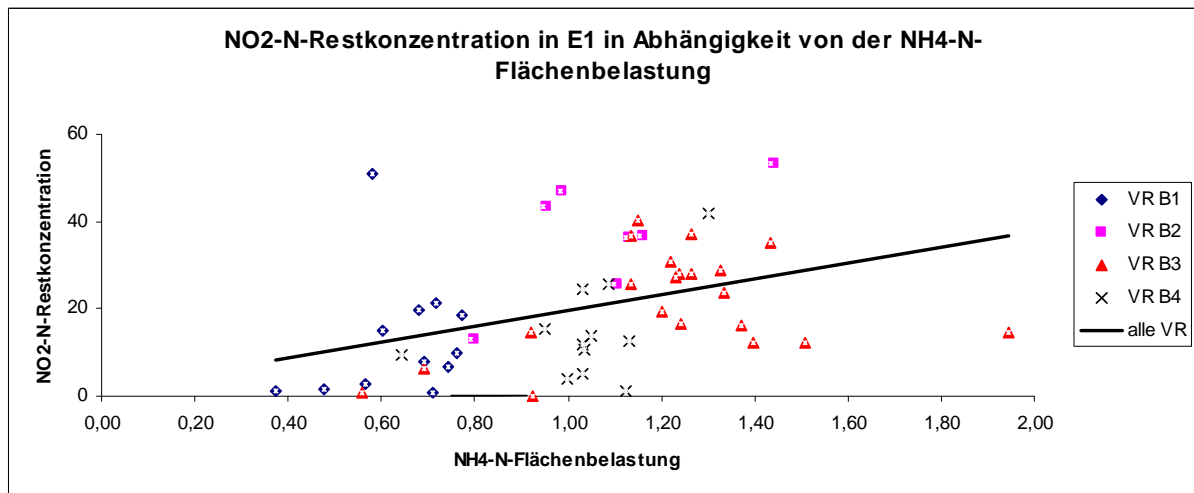


Abbildung 6.4.3: $\text{NO}_2\text{-N}$ -Restkonzentrationen im Ablauf des Einzelreaktors (E1) in Abhängigkeit von der $\text{NH}_4\text{-N}$ -Flächenbelastung (25 °C)

In der Dreierkaskade fand der Nitritumsatz im Wesentlichen im zweiten Reaktor statt. Das Ammonium-N war hier bereits zu gut 90 % abgebaut. Es wurden während des Versuchsbetriebes in 77 % der Messungen Nitrit-Stickstoff-Konzentrationen von lediglich $< 5 \text{ mg/l}$ vorgefunden (Abbildung 6.4.5). Die Nitrit-Oxidierer wiesen hier also eine Aktivität auf, die mit den Ammonium-Oxidierern vergleichbar war. Lediglich während der Versuchsreihe VR B2 gab es zum Teil sehr hohe Nitritkonzentrationen, die vermutlich dem Umstand geschuldet waren, dass diese Versuchsreihe aus einer

Ergebnisse

Hungerperiode für den Biofilm heraus gestartet wurde. Die Nitrit-Restkonzentrationen dieser Versuchsreihe fielen auch beim Einzelreaktor überhöht aus (Abbildung 6.4.3).

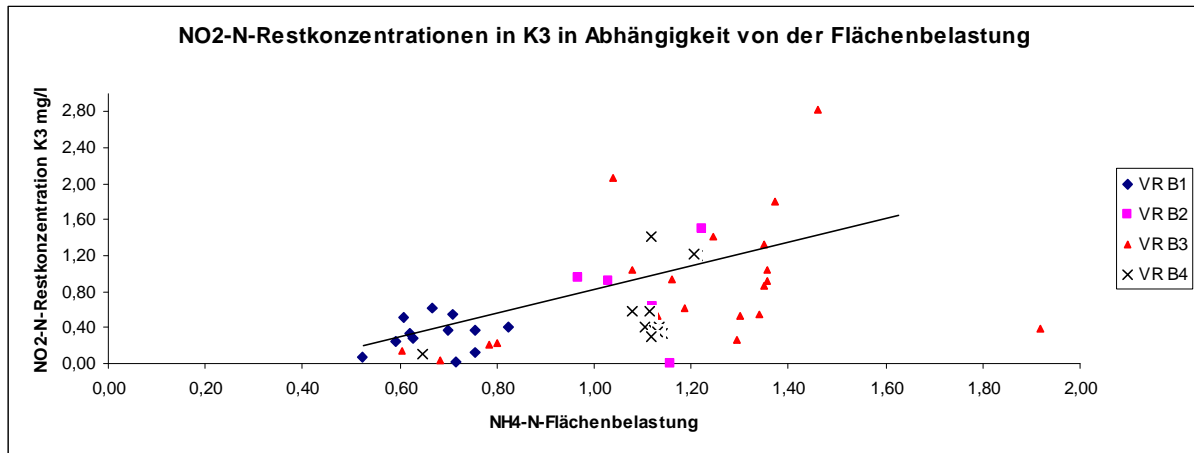


Abbildung 6.4.4: NO₂-N-Restkonzentrationen im Ablauf der Dreireaktor-Kaskade (K3) in Abhängigkeit von der NH₄-N-Flächenbelastung (25 °C)

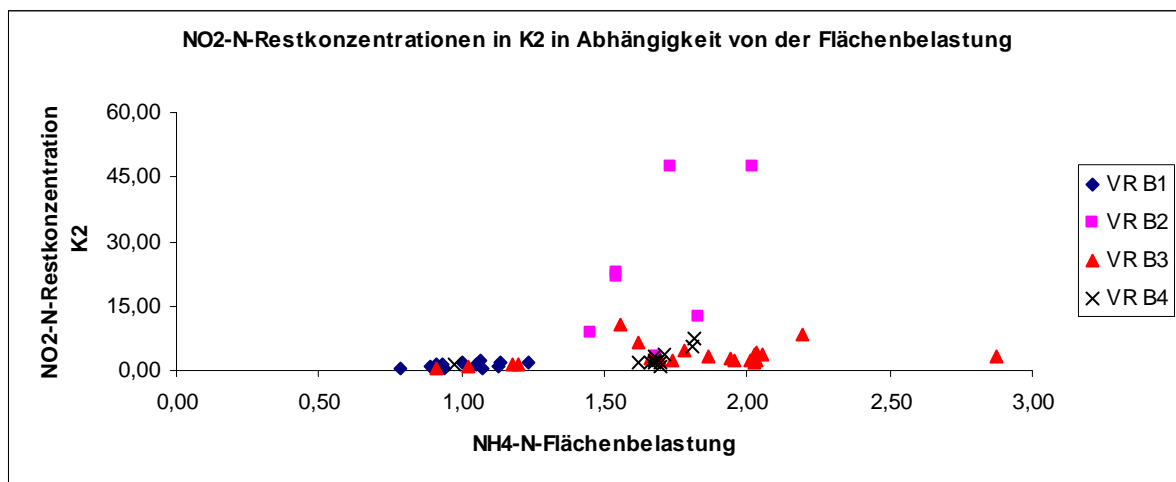


Abbildung 6.4.5: NO₂-N-Restkonzentrationen im Ablauf des zweiten Reaktors (K2) der Dreireaktor-Kaskade in Abhängigkeit von der NH₄-N-Flächenbelastung (Flächenbelastung bezogen auf die Aufwuchsfläche von K1+K2, 25 °C)

In Tabelle 6.4.1 sind wichtige Ergebnisse der vier Versuchsreihen in Form von durchschnittlichen Konzentrationen (NO₂- und NO₃-N) und Abbaugraden (NH₄ und TN) zusammengefasst worden. Die geringere Stabilität des Einzelreaktors, mit den höheren Nitrit-Restkonzentration und geringeren NH₄-N-Abbaugraden des Einzelreaktors im Vergleich zur Kaskade, ist bereits diskutiert worden.

Der simultane TN-Abbau bewegt sich über den gesamten Versuchszeitraum betrachtet zwischen 7 und 37 % (Tabelle 6.4.1, letzte Spalte rechts). Der TN-Abbau im Ein-

Ergebnisse

zelreaktor liegt sowohl unterhalb als auch oberhalb dem der Dreireaktor-Kaskade. Der Hauptanteil der Stickstoff-Elimination in der Dreireaktor-Kaskade findet erwartungsgemäß im ersten Reaktor statt. Ein deutlicher Vorteil des getauchten Festbett Einzelreaktors, d.h. der homogen durchmischten Betriebsweise, lässt sich in Bezug auf die simultane Stickstoffelimination nicht erkennen. Jedoch sprechen der deutlich stabilere Betrieb der Kaskade für diese Ausführungsform der getauchten Festbetten und die entsprechende Empfehlung der DWA.

Tabelle 6.4.1: Durchschnittliche Konzentrationen an NO_2 - und NO_3 -N sowie Abbaugrade von NH_4 und TN während der drei Versuchszeiträume im Einzelreaktor (E1) und in der Dreireaktor-Kaskade (K1-K3)

Versuchszeiträume	Reaktor	NO_2 -N Ablauf mg/l	NO_3 -N Ablauf mg/l	NH_4 - Abbau %	TN- Abbau %
B1	E	13,0	70,6	93	7
	K1-K3	0,3	80,3	99	17
B2	E	36,4	29,8	93	19
	K1-K3	5,2	58,4	99	31
B3	E	21,7	30,3	85	29
	K1-K3	0,9	75,6	97	18
B4	E	15	36	92	37
	K1-K3	0,6	90,4	99	12

6.5 Demonstrationsanlage: Erprobungsbetrieb in Halle

Das Verfahrensschema der Demonstrationsanlage der Fa. GEA 2H Water Technologies ist in den Kapiteln 4.1 und 4.2 beschrieben. Die beim Aufbau und der Inbetriebnahme dieser Anlage auf dem Gelände der KA Halle-Nord gesammelten Erfahrungen sind in Kapitel 4.5 zusammengefasst. Dort wird ebenfalls auf die verschiedenen Ertüchtigungsmaßnahmen eingegangen, die im Rahmen der Inbetriebnahme vorgenommen worden sind.

Im vorliegenden Kapitel werden zunächst die Ergebnisse von sieben längeren Leistungsfahrten zum Kohlenstoffabbau und zur Stickstoff-Umsetzung erläutert, siehe auch Zusammenstellung der zugehörigen Betriebsbedingungen in Tabelle 4.5.1. Danach wird auf die Ergebnisse von kürzeren Versuchen zur Wirksamkeit der Festbett-Nitrifikation und der Schwebebett-Denitrifikation eingegangen. Es folgen Ausführungen zur Begrenzung des Biofilmaufwuchses und zur Aeroben Schlammstabilisierung.

Kohlenstoffabbau

Abbildung 6.5.1 zeigt den typischen Verlauf der CSB-Konzentration über die Reaktorstufen der Anlage. Als Mischzulaufkonzentration wird die aus der Zulauf- und der rezirkulierten Ablaufkonzentration errechnete theoretische CSB-Konzentration bezeichnet. Die für die Kohlenstoff-Elimination verantwortlichen Stufen (DeNi und C) sind erkennbar. In der DeNi erfolgt der C-Abbau durch den rezirkulierten Nitrat-Sauerstoff, in der C-Stufe steht Sauerstoff über die Belüftung bereit. Bei stärkerer organischer Belastung setzt sich der C-Abbau auch in den N-Stufen, allerdings in geringem Maße, fort, bis ein Anteil an schwer abbaubaren Kohlenstoff-Verbindungen verbleibt, der die Ablauf-CSB-Konzentration darstellt.

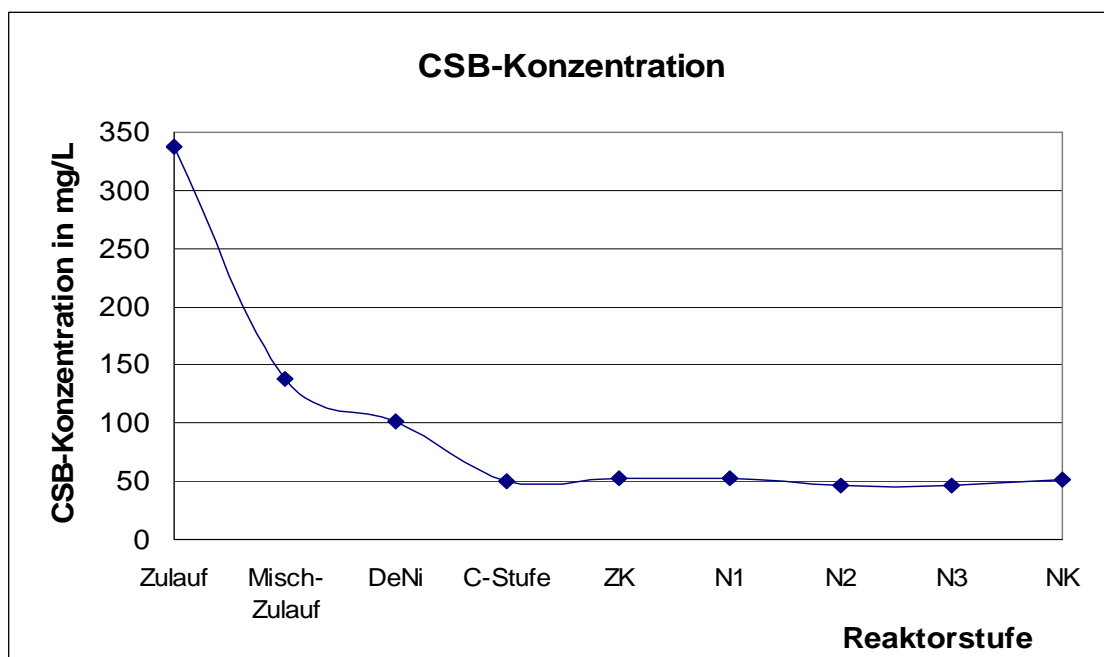


Abbildung 6.5.1: Typischer Verlauf der CSB-Konzentration über die Reaktorstufen der Demonstrationsanlage in Versuchsreihe C7 (RV=2)

In Tabelle 6.5.1 finden sich die CSB-Zulaufmengen (ohne und mit CSB der Rezirkulation) sowie die jeweils dazugehörigen CSB-Einwohnerwerte während der sieben Versuchskampagnen. Die Demonstrationsanlage ist für 200 Einwohner ausgelegt. Die Versuchsreihen C1, C5, C6 und C7 sind für die Bewertung der Leistungsfähigkeit der CSB- bzw. BSB₅-Elimination bei höherer Auslastung am geeignetsten. Die Versuchsreihen C2, C3 und C4 spiegeln Ergebnisse für den Betrieb bei schwacher organischer Belastung wieder.

Ergebnisse

Tabelle 6.5.1: Eingestellte CSB-Frachten in den sieben Versuchsreihen an der Demonstrationsanlage in Halle (Annahme tägliche CSB-Fracht pro EW=120 g CSB/d*EW)

VR	CSB-Frachten in kg/d						
	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7
Zulauf Anlage [kg/d]	11,4	8,9	4,9	4,1	11,9	16,1	12,3
EW	95	74	41	34	99	134	103
Misch-Zulauf [kg/d]	15,3	11,4	7,2	9,0	15,1	19,1	16,0
EW	128	95	60	75	126	159	133

Bezüglich des CSB-Abbaus kann gesagt werden, dass er unabhängig von der zugeführten Fracht und den eingestellten Rücklaufverhältnissen, also während des gesamten Versuchsbetriebes, relativ konstant zwischen 85 und 90 % lag. Abbildung 6.5.2 zeigt die durchschnittlichen CSB-Zulauf- und Ablaufkonzentrationen sowie die dazugehörigen Abbaugrade während der sieben Versuchsreihen in Halle.

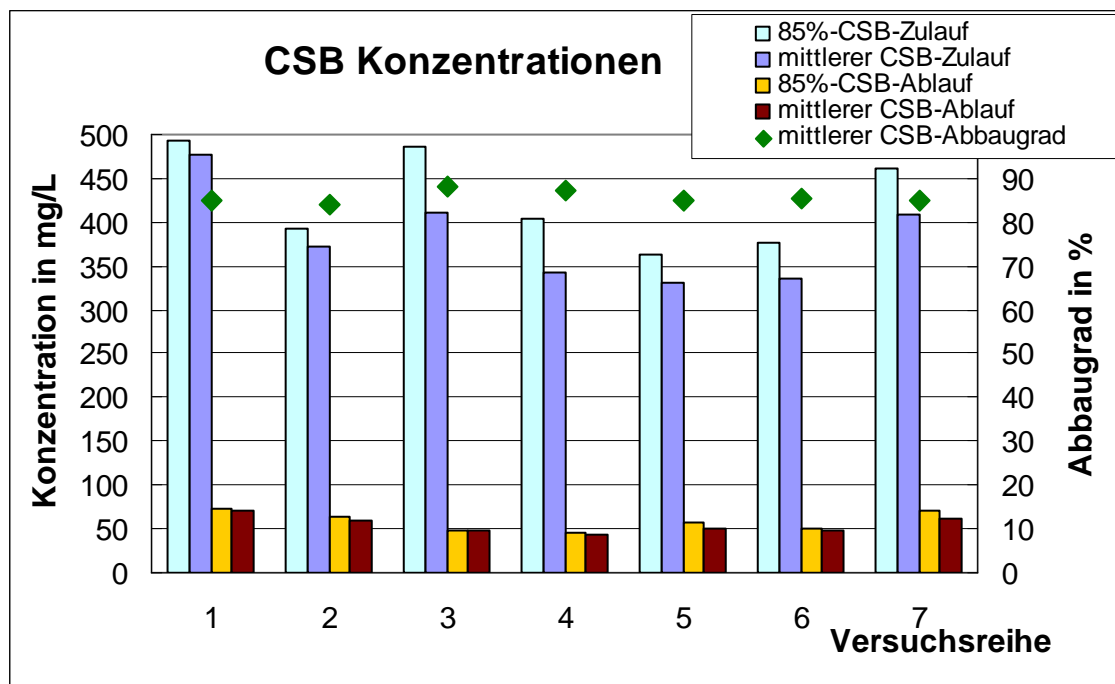


Abbildung 6.5.2: Durchschnittlicher CSB-Abbau in der Demonstrationsanlage in den sieben verschiedenen Versuchsreihen (homogenisiert; KA Halle: 2h-Mischproben; Demonstrationsanlage: 24-Mischproben)

Aus Abbildung 6.5.3 lässt sich ablesen, dass im Mittel bereits 45 % des CSB im Rohabwasser bis zum Ablauf der Vorklärung der KA Halle-Nord, der den Zulauf für die Demonstrationsanlage bildet, abgebaut werden. Wenn man den CSB im Ablauf der KA Halle-Nord als weitgehend refraktär (biologisch nicht abbaubar) betrachtet, dann errechnet sich der schwer abbaubare Anteil an den organischen Verbindungen

Ergebnisse

im Zulauf der Demonstrationsanlage zu 4-7 % (rote Punkte und Zahlenwerte in Abbildung 6.5.3). Der biologische Abbau des CSB dürfte also auf 93 bis 96 % begrenzt sein.

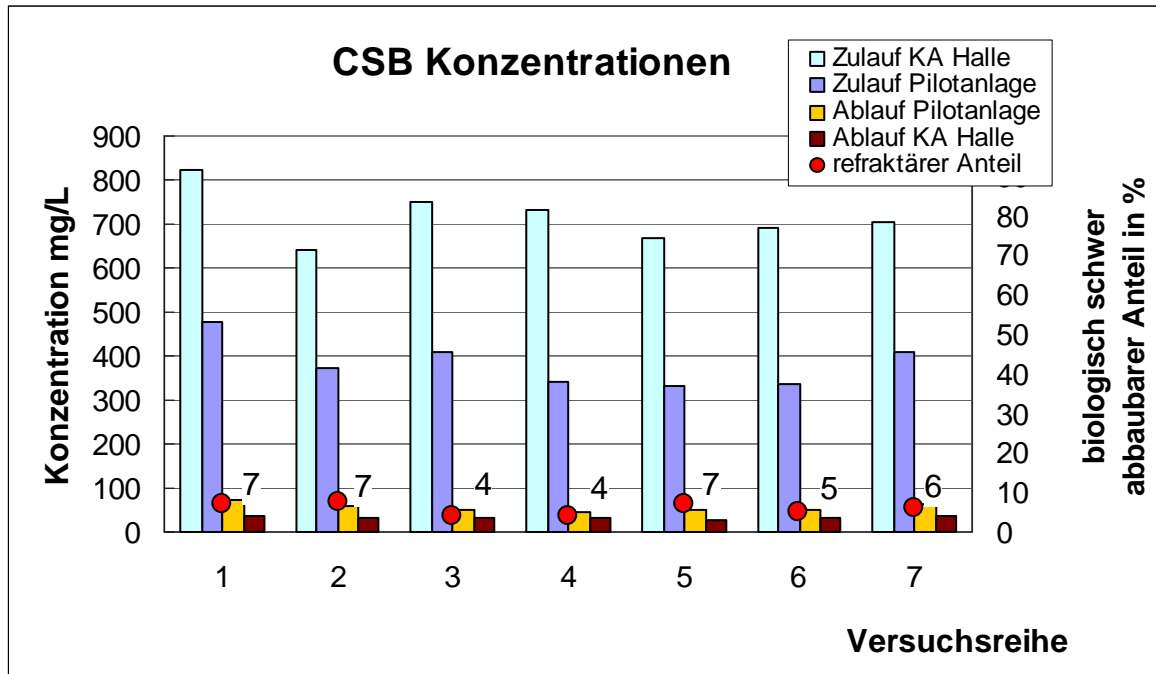


Abbildung 6.5.3: Durchschnittlicher CSB-Abbau in der Vorklärung der KA Halle/Nord und in der Demonstrationsanlage sowie biologisch schwer abbaubarer CSB-Anteil (angegebener Zahlenwert) im Zulauf der Demonstrationsanlage (homogenisiert; KA Halle: 2h-Mischproben; Demonstrationsanlage: 24-Mischproben)

In Abbildung 6.5.4 sind die punktuell ermittelten Konzentrationen von CSB und BSB₅ in homogenisierten 24-h-Mischproben von Zu- und Ablauf der Demonstrationsanlage dargestellt.

Die BSB₅-Konzentrationen liegen im Zulauf im Bereich von 111 bis 163 mg/L und im Ablauf zwischen 3,6 und 16,5 mg/L. Dies entspricht Abbaugraden von 89 bis 97 %. Ein Anteil von ca. 50 % des BSB₅ von durchschnittlich 280 mg/l im Rohabwasser wird bereits in der Vorklärung der Kläranlage Halle-Nord abgebaut.

Die Leistungsfähigkeit der C-Stufe wird vom Rücklauf-Verhältnis RV beeinflusst, siehe Abbildung 6.5.5. Bei einem RV von > 3 ging der CSB-Abbau rechnerisch auf 40 % zurück, da hier der Anteil schwer abbaubarer organischer Verbindungen an der zugeführten Fracht anstieg.

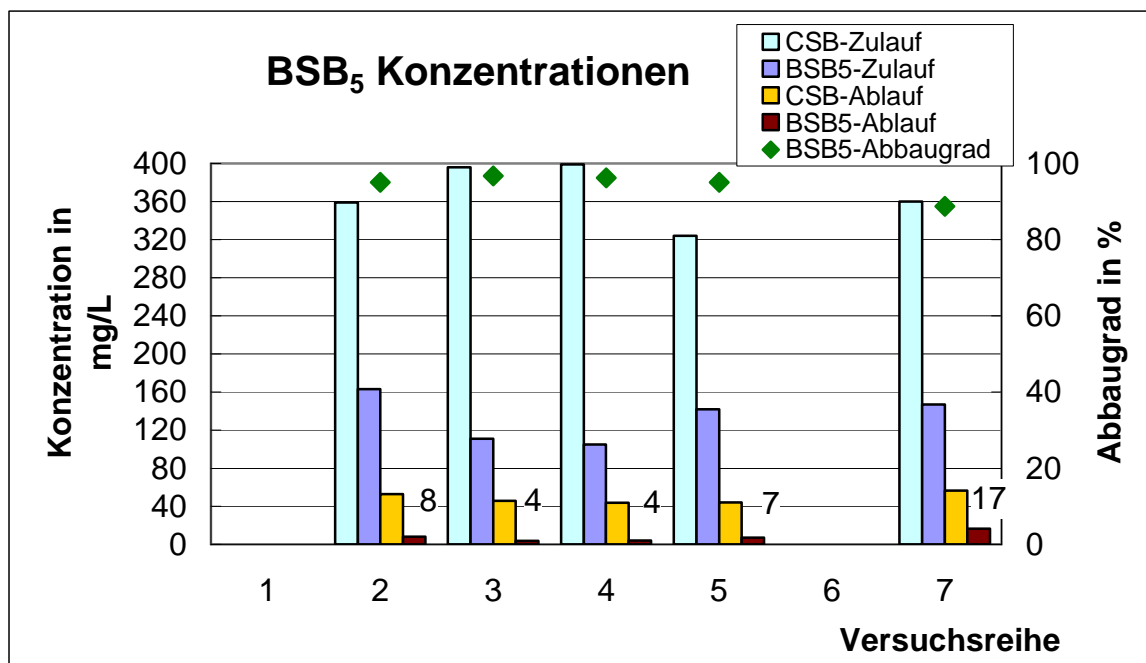


Abbildung 6.5.4: Vergleich der CSB- und BSB₅- Konzentrationen im Zu- und Ablauf der Demonstrationsanlage (punktuelle 24-h-Mischproben, der angegebene Zahlenwert entspricht BSB₅-Ablauf-Konzentration)

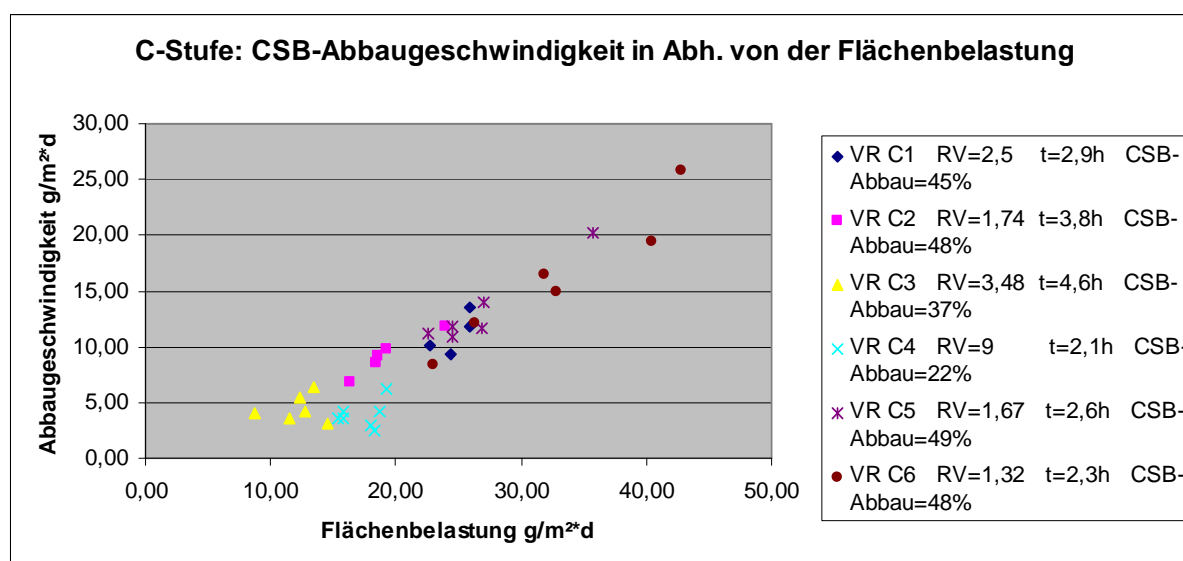


Abbildung 6.5.5: CSB-Abbaugeschwindigkeit in der C-Stufe der Demonstrationsanlage in Abhängigkeit von der CSB-Flächenbelastung (auf C-Stufe bezogen; CSB-Flächenbelastung von der DeNi ausgehend berechnet; RV=Rücklauf-Verhältnis; t=theoretische Verweilzeit in C-Stufe)

Während der Versuchsreihe C6 wurde mit 2 m³/h der höchste Zulaufvolumenstrom und damit die höchste CSB-Flächenbelastung (ca. 40 g/m²*d) gewählt. Die DWA [DWA, 2007a] empfiehlt für die Vor- bzw. Teilbehandlung Belastungen von bis 40 g/(m²*d). In den Versuchen wurden maximal CSB-Abbaugeschwindigkeiten in der C-Stufe von 25 g/(m²*d) erreicht, diese entsprechen ungefähr den vorgeschlagenen

Ergebnisse

Belastungen von $24 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ für die Standardauslegung einer Festbettstufe für eine weitgehende Kohlenstoff-Elimination. Ein Einfluss der Verweilzeit des Abwassers in der C-Stufe auf den Abbau (%) bzw. die Abbaugeschwindigkeit konnte im eingestellten Bereich von 2,1 bis 4,6 h nicht beobachtet werden.

Stickstoff-Umsetzung

In Abbildung 6.5.6 ist der typische Verlauf der Stickstofffraktionen über die Reaktorstufen der Demonstrationsanlage dargestellt. Der Anteil des Ammonium-N am Gesamtstickstoff im Zulaufstrom betrug während des Versuchszeitraumes etwa 60 bis 80 %. Vom Mischzulauf (Konzentration aus Zulaufstrom und rezirkuliertem Strom) hin zur Denitrifikation ist eine Erhöhung der Ammonium-Konzentration zu erkennen, da infolge des Abbaus von organischen Verbindungen in der Denitrifikation auch eine Ammonifikation eintritt. Die im Misch-Zulauf erhöhte Konzentration an Nitrat-N stammt aus dem Rezirkulationsstrom, sie wird erwartungsgemäß in der Denitrifikationsstufe abgebaut. Hier erfolgt auch der Großteil des Gesamtstickstoffabbaus. Nach der Zwischenklärung wird hauptsächlich in den beiden ersten Nitrifikationsstufen das Ammonium-N zum Nitrat-N umgewandelt. Während des Versuchsbetriebes reichen meist zwei Drittel der dafür vorgesehenen Aufwuchsfläche aus, um die $\text{NH}_4\text{-N}$ -Konzentration auf unter 1 mg/l zu verringern. Nitrit tritt im stabilen Betrieb in keiner Reaktorstufe in nennenswerten Maßen auf.

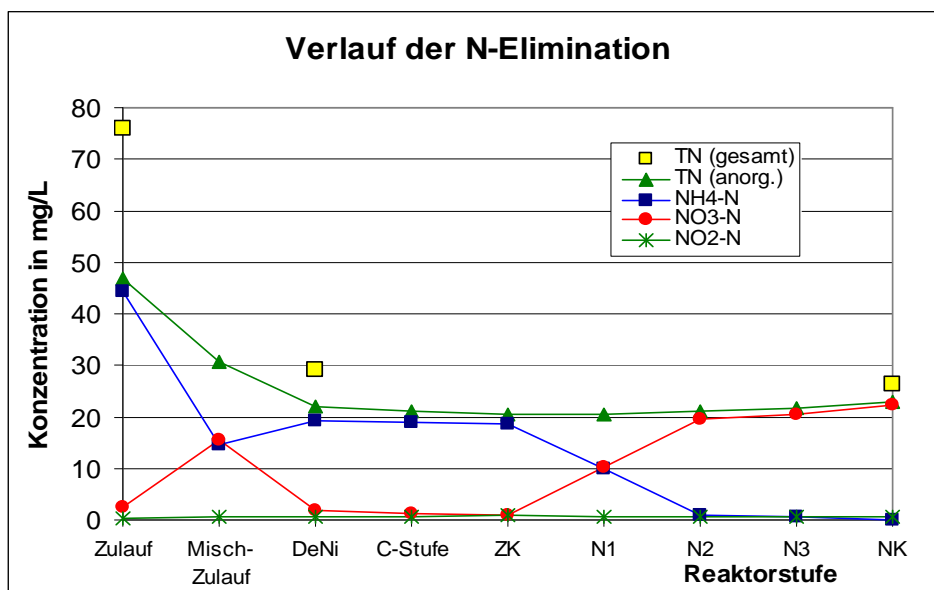


Abbildung 6.5.6: Typischer Verlauf der gemessenen $\text{NH}_4\text{-N}$ -, $\text{NO}_3\text{-N}$ -, $\text{NO}_2\text{-N}$ - und TN-Konzentrationen über die Demonstrationsanlage in Versuchsreihe C7 (RV=2; TN(gesamt) aus homogenisierten 24-h-Mischproben; TN(anorg.) Summe aus $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$ und $\text{NO}_2\text{-N}$)

Ergebnisse

In Tabelle 6.5.2 finden sich die durchschnittlichen TKN-Zulauffrachten sowie die entsprechenden TKN-Einwohnerwerte während der sieben Versuchskampagnen. Die Demonstrationsanlage ist für 200 Einwohner ausgelegt. In den Versuchsreihen C5 und C6 lag die höchste Belastung vor, in den Versuchen C3 und C4 wurde die Nitrifikationskapazität der Anlage zu weniger als 50 % ausgeschöpft.

Tabelle 6.5.2: TKN-Frachten in den Versuchsreihen an der Demonstrationsanlage (Annahme tägliche Stickstofffracht pro EW=11 g N/d*EW)

Versuchsreihe	TKN-Frachten in kg/d						
	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7
Zulauf Anlage kg/d	1,6	1,7	0,8	0,8	2,2	2,5	79,1
~EW	146	154	75	73	203	232	171

Abbildung 6.5.7 stellt die gemittelten TN-Konzentrationen in Zu- und Ablauf der sieben Versuchsreihen dar. Zur Abschätzung des Anteils ungelöster N-Verbindungen sind neben dem TN(gesamt) auch die TN(anorg.) Gehalte in Zu- und Ablauf mit aufgetragen. Der Anteil der ungelösten N-Verbindungen im Zulauf bewegt sich im Bereich von 19 bis 39 %. Im Ablauf wurden 8 bis 35 % ungelöste N-Verbindungen ermittelt.

Der Abbau der N-Verbindungen (TN(gesamt)) über die Versuchsanlage bewegt sich zwischen 59 und 78 %. Dabei sind die geringeren Abbaugrade in den Versuchsreihen 5 bis 7 auf das hier gewählte geringe Rücklaufverhältnis RV zurückzuführen, wodurch weniger Nitrat zum Abbau in der Denitrifikation bereit gestellt wurde.

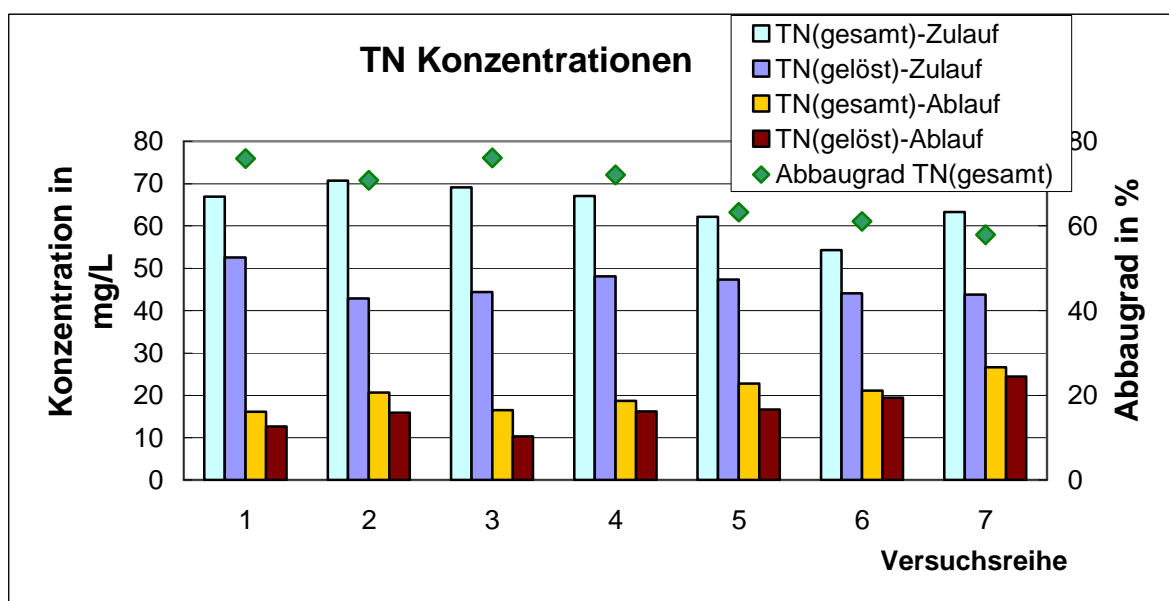


Abbildung 6.5.7: Mittlerer TN-Abbau und Vergleich gelöster und partikulärer TN-Verbindungen in Zu- und Ablauf in den Versuchsreihen an der Demonstrationsanlage

Ergebnisse

In Abbildung 6.5.8 wird gezeigt, dass das Ammonium fast vollständig umgewandelt wird. Es konnten im Mittel noch $\text{NH}_4\text{-N}$ -Restkonzentrationen im Bereich von 0,3 bis 1,2 mg/L im Ablauf gemessen werden. Dies entspricht Abbaugraden von ca. 99 % in allen Versuchsreihen. Die vorliegenden niedrigeren Abwassertemperaturen, die sich verstärkende Verschlammung der Festbetten sowie die höheren Flächenbelastungen (höhere Zulaufvolumenströme und $\text{RV} < 2$) könnten in den Versuchsreihen C5 bis C7 Grund für die leicht erhöhten Restkonzentrationen an $\text{NH}_4\text{-N}$ sein.

In Abbildung 6.5.9 sind zum Vergleich zusätzlich die im Zu- und Ablauf entstandenen Nitrat-Konzentrationen während der Versuchsreihen aufgeführt. Die Gehalte im Ablauf liegen unter 24 mg/l und im Regelfall um 15 mg/l. Die Nitratgehalte im Ablauf entsprechen in erster Näherung den N_{ges} -Gehalten. Mit Ausnahme der Versuchsreihe C7 (mit Wassertemperaturen überwiegend unterhalb von 12 °C) werden in der Demonstrationsanlage Ablaufwerte erreicht, die den 18 mg/l Anforderungen in Deutschland für die weitergehende Stickstoffentfernung entsprechen.

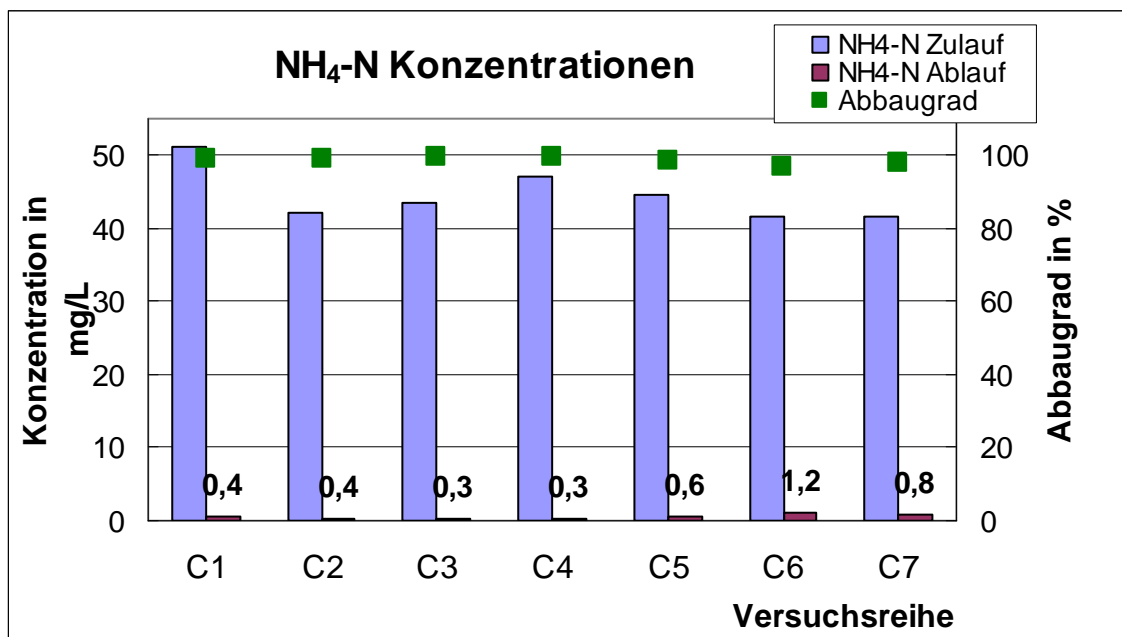


Abbildung 6.5.8: Mittlerer Abbau von $\text{NH}_4\text{-N}$ und Zulauf und Ablaufkonzentration in den verschiedenen Versuchsreihen in der Demonstrationsanlage

Ergebnisse

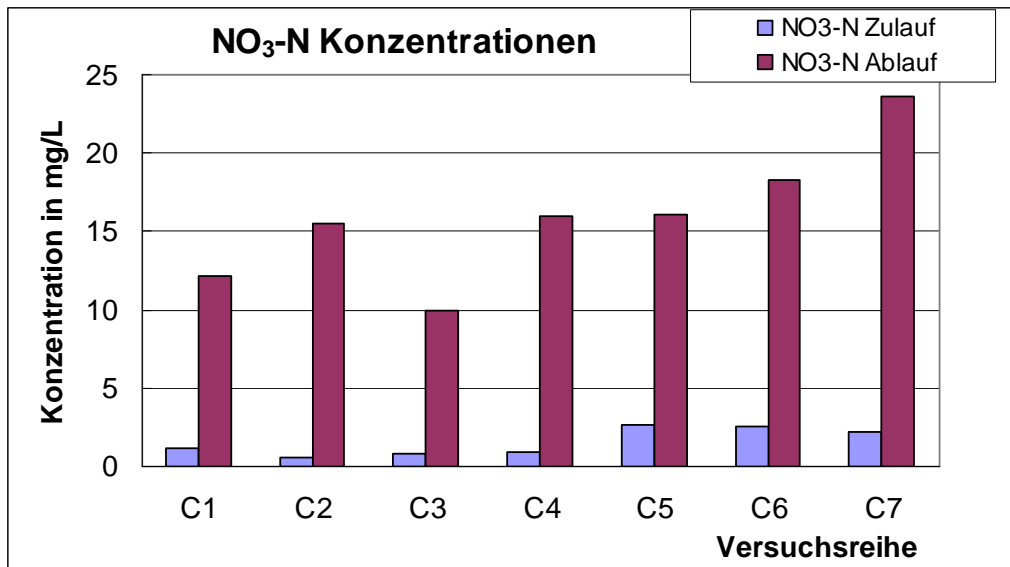


Abbildung 6.5.9: Mittlere NO₃-N Konzentrationen in Zu- und Ablauf in den Versuchsreihen in der Demonstrationsanlage

Aus Abbildung 6.5.10 geht hervor, dass die NH₄-N-Flächenbelastungen während der Versuchsreihen in der Demonstrationsanlage, bezogen auf die gesamte Oberfläche der Nitrifikationsstufe, die DWA-Grenzbelastung von 1,75 g/m²*d nicht erreichten. Die höchste über die gesamte Nitrifikationsstufe errechnete NH₄-N-Abbaugeschwindigkeit lag infolgedessen lediglich bei 1,47 g/m²*d. Die NH₄-N-Abbaugrade dagegen sind ungewöhnlich hoch und liegen bei 99 % auch bei Betriebstemperaturen von kleiner 12 °C.

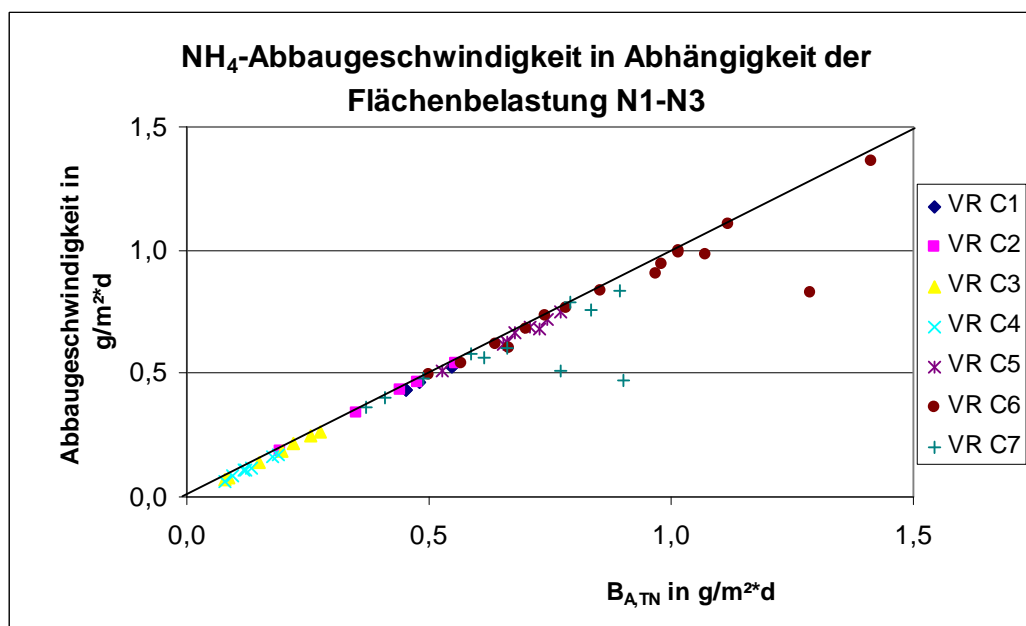


Abbildung 6.5.10: NH₄-N-Abbaugeschwindigkeit in Abhängigkeit von der TKN-Flächenbelastung im Versuchszeitraum über die Stufen N1-N3 in der Demonstrationsanlage (Flächenbelastungen und Abbaugeschwindigkeiten von Konzentration in ZK über Gesamtfläche der N-Stufe berechnet)

Ergebnisse

In den Abbildungen 6.5.11 bis 6.5.12 wird detaillierter auf die Leistungsfähigkeit der einzelnen Nitrifikationsstufen eingegangen. Dabei werden für die jeweils in der N1- bzw. N2-Nitrifikationsstufe vorliegenden $\text{NH}_4\text{-N}$ -Flächenbelastungen mit den jeweils zugehörigen $\text{NH}_4\text{-N}$ -Abbaugeschwindigkeiten dargestellt.

Es zeigt sich, dass in der ersten Stufe in der Regel die $\text{NH}_4\text{-N}$ -Abbaugeschwindigkeiten unterhalb von $1 \text{ g/m}^2\text{d}$ liegen (Abbildung 6.5.11). Lediglich während der VR C7 wurden Abbaugeschwindigkeiten von bis zu $1,36 \text{ g/m}^2\text{d}$ erreicht. Während dieser Zeit wurden die Nitrifikationsstufen häufiger luftgespült. Zudem lagen in der VR C7 die niedrigsten Abwassertemperaturen von um die $11 \text{ }^\circ\text{C}$ vor. In der Versuchsreihe C6 wurde die Anlage mit der höchsten CSB-Belastung beaufschlagt. Vermutlich wurden während dieser Zeit in der N1-Stufe noch Reste des refraktären CSB abgebaut, sodass sich, wie aus der Abbildung 6.5.12 ersichtlich wird, der Schwerpunkt der Nitrifikation in die N2-Stufe verschob. Möglicherweise war jedoch zu dieser Zeit die erste Stufe bereits stärker verschlammmt, sodass sich aus diesem Grund die Nitrifikationsaktivität in die zweite Stufe verschob. Die Nitrifikationsaktivität der zweiten Stufe ist über den Versuchszeitraum stabiler. Die zweite Stufe bildet eine Art Sicherung zum Abfangen von höheren $\text{NH}_4\text{-N}$ -Belastungen, was den Vorteil der Kaskadenbauweise von Festbetтанlagen insbesondere für die Nitrifikation bestätigt [ATV, 2002]. Die dritte Nitrifikationsstufe wurde meist nur noch schwach belastet, da in N1 und N2 der Großteil der Nitrifikation stattfand.

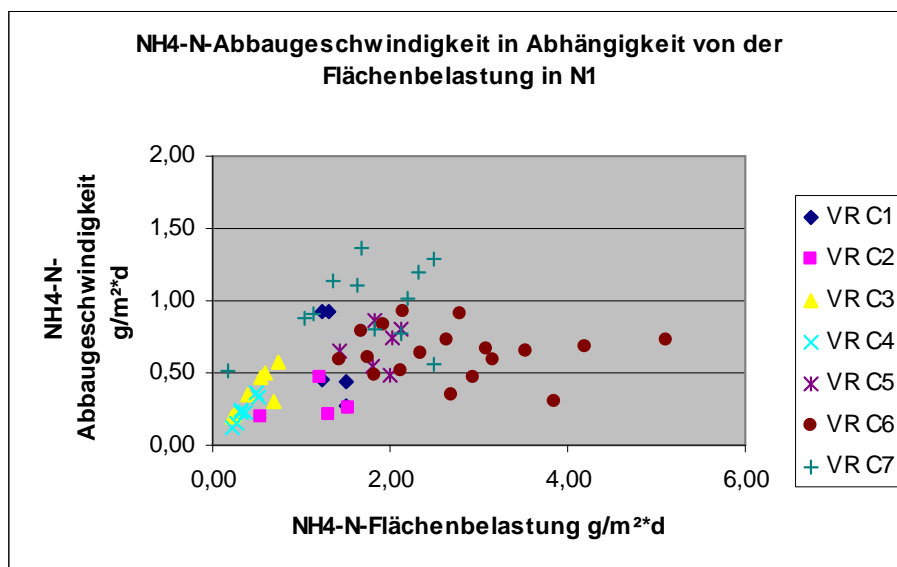


Abbildung 6.5.11: $\text{NH}_4\text{-N}$ -Abbaugeschwindigkeiten in der N1 der Demonstrationsanlage in Abhängigkeit von der Flächenbelastung (ausgehend vom Ablauf ZK)

Ergebnisse

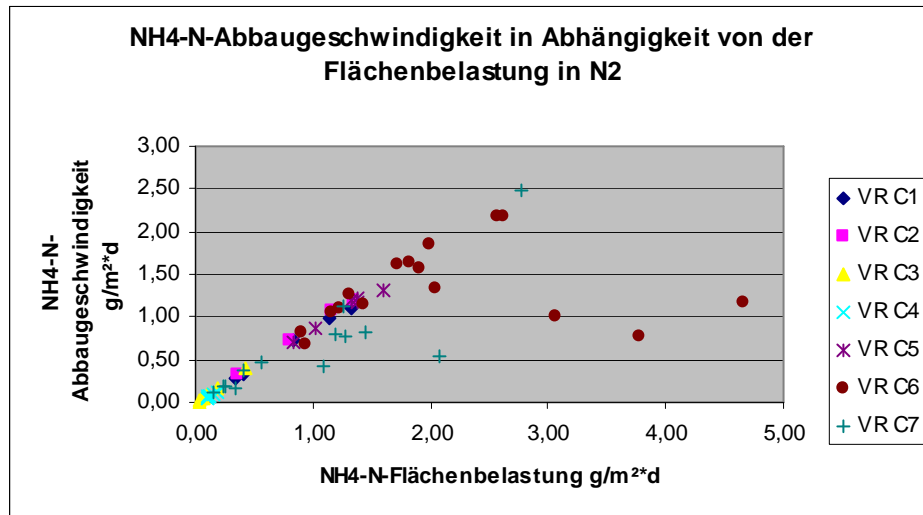


Abbildung 6.5.12: NH₄-N-Abbaugeschwindigkeiten in der N₂-Stufe der Demonstrationsanlage in Abhängigkeit von der Flächenbelastung (ausgehend vom Ablauf N₁)

Ergebnisse weiterer Untersuchungen zur Leistungsfähigkeit der Nitrifikationsstufen

Zwischen den Versuchsreihen C6 und C7 (20.12.2007-7.2.2008; siehe Abbildung 6.5.13) wurde die Leistungsfähigkeit der Nitrifikationsstufe durch zusätzliche Harnstoffdosierung und damit der Erhöhung der TKN-Flächenbelastung getestet. Die Dosierung erfolgte in die Zackerinne der Zwischenklärung, also direkt in den Zulauf der Nitrifikationsstufe. Die Nitrat-Bildungsgeschwindigkeit wurde zur Beurteilung herangezogen.

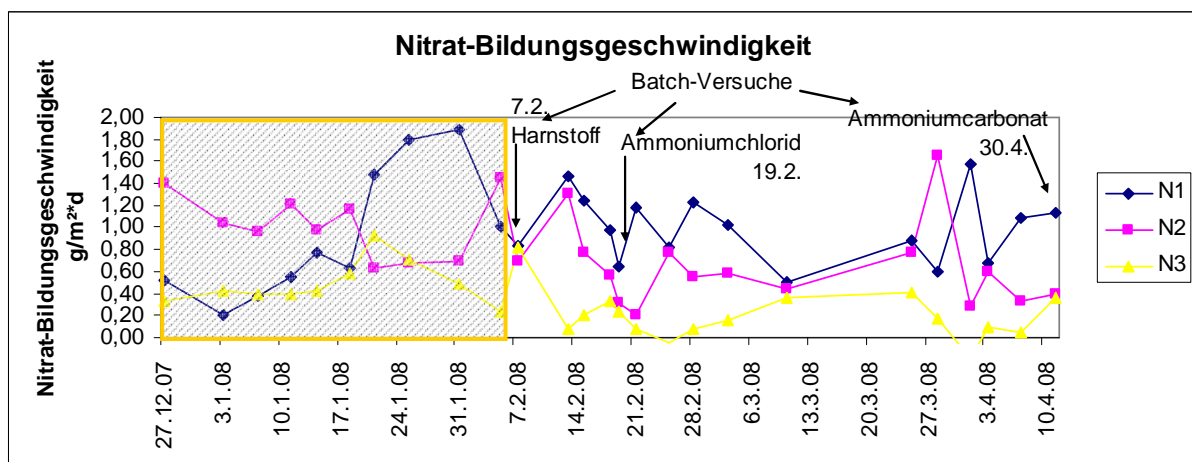


Abbildung 6.5.13: Nitratbildungsgeschwindigkeiten über der Versuchszeit während der VR C7 in der Demonstrationsanlage (es sind die Zeiten mit kontinuierlicher Harnstoffdosierung → schraffiert und der Durchführung von Batch-Versuchen zur Bestimmung der Nitrifikationsaktivität gekennzeichnet)

Ergebnisse

Während der Zeit mit kontinuierlicher Harnstoff-Dosierung blieben die Nitrat-Bildungsgeschwindigkeiten in der zweiten und dritten Nitrifikationsstufe weitgehend konstant. In der N1-Stufe, die direkt mit dem Harnstoff beaufschlagt wurde, zeigte sich eine deutliche Zunahme der Nitratbildung auf fast $2 \text{ g/m}^2\text{d}$. Damit konnten, wenn auch nur für kurze Zeit, etwa doppelt so hohe Nitrat-Aufbaugeschwindigkeiten erzielt werden als in der Zeit zuvor. Kurz vor Beendigung der kontinuierlichen Harnstoff-Dosierung (05.02.08) sank die Nitrat-Aufbaugeschwindigkeit in N1 jedoch wieder und erreichte in der restlichen Zeit (Versuchsreihe 7) nur noch Werte um $1 \text{ g/m}^2\text{d}$.

Im Anschluss an die Versuchsperiode mit kontinuierlicher Harnstoff-Dosierung wurden drei Batch-Versuche (Abbildung 6.5.13) durchgeführt. Während dieser Versuche wurde der Abwasserfluss zwischen den Stufen der Anlage unterbrochen (Stoppen der Zulauf- und Rezirkulationspumpe), die Belüftung wurde beibehalten. Nach Unterbrechen des Abwasserflusses wurde impulsartig gleichzeitig in die drei Reaktoren der N-Stufe Harnstoff (Versuch 1), Ammoniumchlorid (Versuch 2) oder Ammoniumcarbonat (Versuch 3) zugegeben (siehe auch Tabelle 6.5.3). Der erste Versuch zeigte, dass die Nitrat-Bildungsgeschwindigkeiten der Stufen vergleichbar waren. Im zweiten und dritten Versuch verlief die Nitrifikation in der ersten Stufe am schnellsten, während sich die der zweiten und dritten Stufe nicht signifikant voneinander unterschieden.

Tabelle 6.5.3 zeigt die ermittelten $\text{NO}_3\text{-N}$ -Bildungsgeschwindigkeiten während der Batch-Versuche mit zusätzlicher Angabe der an den entsprechenden Tagen vorgefundenen Sauerstoff-Konzentrationen, sowie den Abwassertemperaturen.

Tabelle 6.5.3: $\text{NO}_3\text{-N}$ -Bildungsgeschwindigkeiten in Abhängigkeit von der Sauerstoff-Konzentration und der Temperatur während der drei Batch-Versuche

Versuch	T_w in $^\circ\text{C}$	Parameter	N1	N2	N3
I	10,0	O_2 in mg/L	9,08	8,58	6,25
		$r_A(\text{NO}_3\text{-N})$ in $\text{g/m}^2\text{d}$	0,84	0,69	0,82
II	8,0	O_2 in mg/L	9,66	5,06	4,1
		$r_A(\text{NO}_3\text{-N})$ in $\text{g/m}^2\text{d}$	0,65	0,31	0,24
III	14,3	O_2 in mg/L	7,27	4,19	3,3
		$r_A(\text{NO}_3\text{-N})$ in $\text{g/m}^2\text{d}$	1,14	0,39	0,37

Ergebnisse

Zum Einen ist es möglich, dass die niedrigeren Sauerstoff-Konzentrationen die $\text{NO}_3\text{-N}$ -Bildungsgeschwindigkeiten in N_2 und N_3 herabsetzen. Weiterhin wird aber auch die Temperatur von Bedeutung sein.

Die während der Batch-Versuche gemessenen Nitrat-Bildungsgeschwindigkeiten blieben allesamt deutlich unter der von der DWA empfohlenen Auslegung von $1,75 \text{ g/m}^2\text{d}$ für Nitrifikation in getauchten Festbetten. Es wird vermutet, dass sich hier auch der Temperatureinfluss zeigt. Die DWA-Empfehlungen stoßen bei $10 \text{ }^\circ\text{C}$ an ihre Grenzen, siehe auch Diskussion in Kapitel 6.1.

Schwebebett-Denitrifikation

Zum Ende der Versuchsreihe C7 (siehe Tabellen 6.5.1 und 6.5.2) wurde das Denitrifikationspotential der Schwebebett-Denitrifikationsstufe der Demonstrationsanlage in Gegenwart höherer Nitrat-Belastungen untersucht. Während der Versuche wurde kontinuierlich Kaliumnitrat-Lösung über mehrere Stunden hinweg dosiert bis zur Einstellung einer weitgehend konstanten Ablauf-Konzentration. Während der Nitratdosierung wurde die Rezirkulation abgeschaltet, um eine konstante Nitrat-Zulaufkonzentration zu gewährleisten.

In Abbildung 6.5.14 sind zum einen die ermittelten Denitrifikationsgeschwindigkeiten aus dem „normalen“ Versuchsbetrieb (VR C7) aufgetragen und zum anderen die Resultate der Versuche mit Nitratdosierung und unterbrochener Rezirkulation. Die Flächenbelastung für $\text{NO}_3\text{-N}$ liegt bei den Normalbetriebsversuchen meist unter $2,5 \text{ g/m}^2\text{d}$. Für Flächenbelastungen bis $1,5 \text{ g/m}^2\text{d}$ sind in diesem Betriebsregime die dazugehörigen Abbaugeschwindigkeiten hoch, sodass die Punkte relativ dicht an der 100%-Abbaulinie liegen. Bis auf den ersten Punkt der Nitrat-Dosierungsreihe liegen die Flächenbelastungen hier deutlich über $2,5 \text{ g/m}^2\text{d}$.

Die hohen Nitrat-Belastungen der Nitrat-Dosierversuche führen zu Abbauraten von über 75 % (siehe Abbildung 6.5.15), während beim „normalen“ Betrieb eine Abnahme des $\text{NO}_3\text{-N}$ -Abbaus mit zunehmender Flächenbelastung zu beobachten ist.

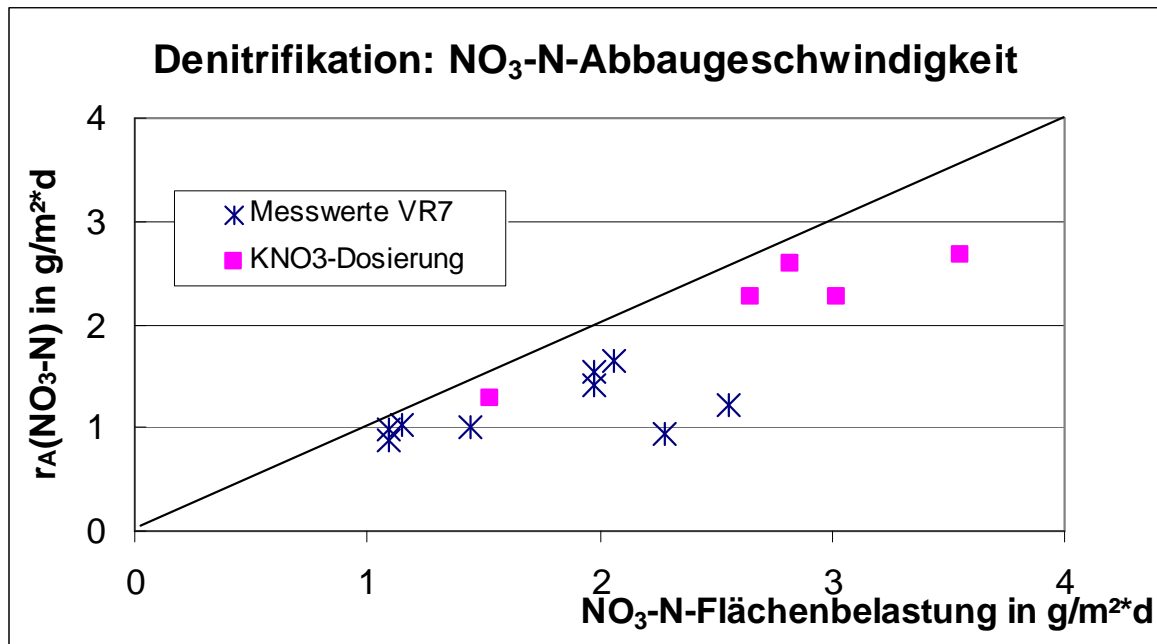


Abbildung 6.5.14: NO₃-N-Abbaugeschwindigkeit in Abhängigkeit von der NO₃-N-Flächenbelastung für die Versuchsreihe C7 (Zulauf = 1,25 m³/h; Rezirkulation = 2,5 m³/h) und fünf KNO₃-Dosierversuche an der Schwebbett-Deni-Stufe der Demonstrationsanlage

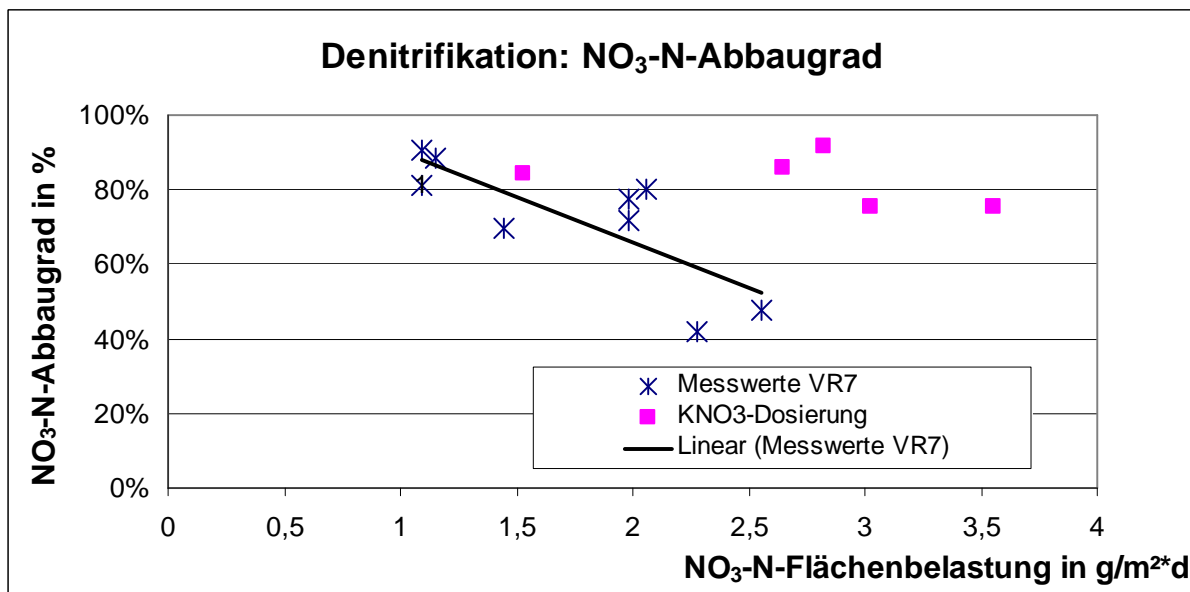


Abbildung 6.5.15: NO₃-N-Abbaugrad in Abhängigkeit von der NO₃-N-Flächenbelastung für die Versuchsreihe C7 (Zulauf = 1,25 m³/h; Rezirkulation = 2,5 m³/h) und fünf KNO₃-Dosierversuche (ohne Rezirkulation) an der Schwebbett-Deni-Stufe

Während der Nitrat-Dosierversuche wurde kein gelöster Sauerstoff mit dem Rezirkulationsstrom in die DeNi-Stufe eingetragen. Hierin dürfte die Erklärung für die in diesem Fall höheren Abbauraten liegen. In Abbildung 6.5.16 ist deutlich zu erkennen, dass mit steigender Sauerstoff-Konzentration in der DeNi (>0,5 mg/L O₂) die Abbau-

Ergebnisse

rate sinkt. Der mit der Rezirkulation eingetragene gelöste Sauerstoff steht in Konkurrenz mit dem Nitrat um den vorhandenen leichter abbaubaren CSB. Bei ausgeschalteter Rezirkulation ist im Vergleich zum Normalbetrieb die Konzentration an für das Nitrat verfügbarem, leicht abbaubarem CSB höher, wie auch die hydraulische Verweilzeit des Abwassers im DeNi-Reaktor.

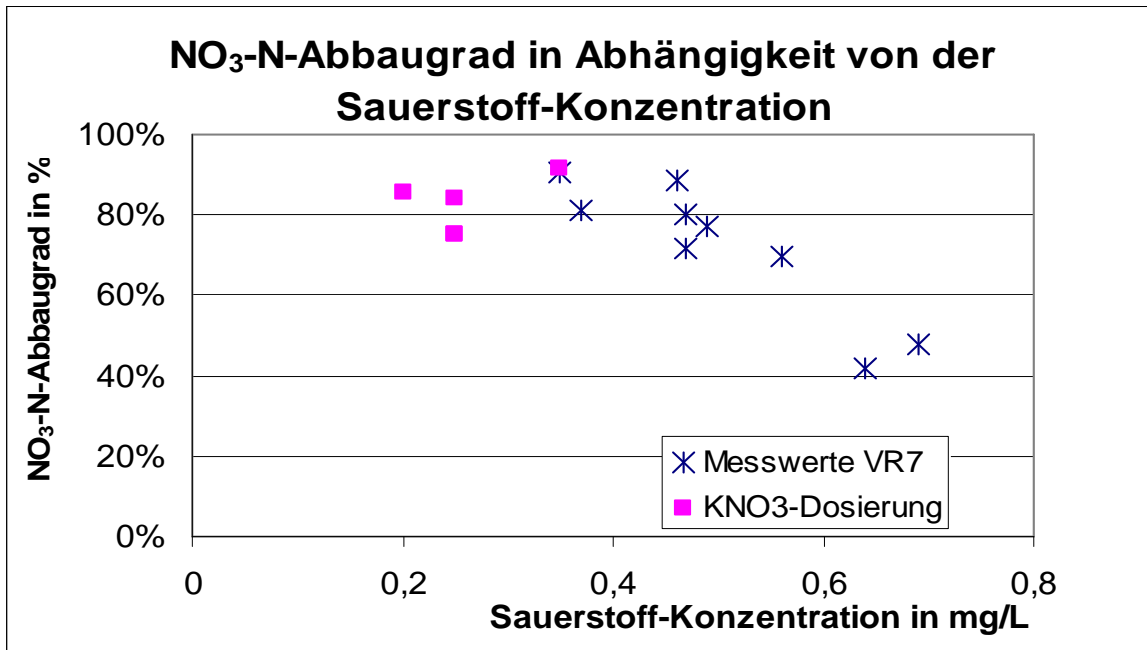


Abbildung 6.5.16: NO₃-N-Abbaugrad in Abhängigkeit von der messbaren gelösten O₂-Konzentration in der Schwebebett-DeNi der Demonstrationsanlage

Überwachung und Begrenzung des Biofilmaufwuchs

Als Indikator für einen übermäßigen Biomassenaufwuchs in den getauchten Festbetten und damit der Gefahr einer Verschlämzung wurde das Volumen an sedimentierbaren Stoffen gegen Ende der intensiven Luftspülungsphasen herangezogen. Aus dem intensiv aufgewirbelten Wasserkörper der Festbettstufe wurde dafür eine 1l-Abwasserprobe entnommen und in einem Absetztrichter 15 min stehen gelassen. Das in dieser Zeit sedimentierbare Schlammvolumen wird abgelesen und als mL Feststoff pro Liter angegeben.

In Abbildung 6.5.17 sind typische Verläufe der gemessenen Schlammvolumina in den Reaktorstufen der Demonstrationsanlage im Normalfall und bei erhöhtem Biofilmaufwuchs dargestellt.

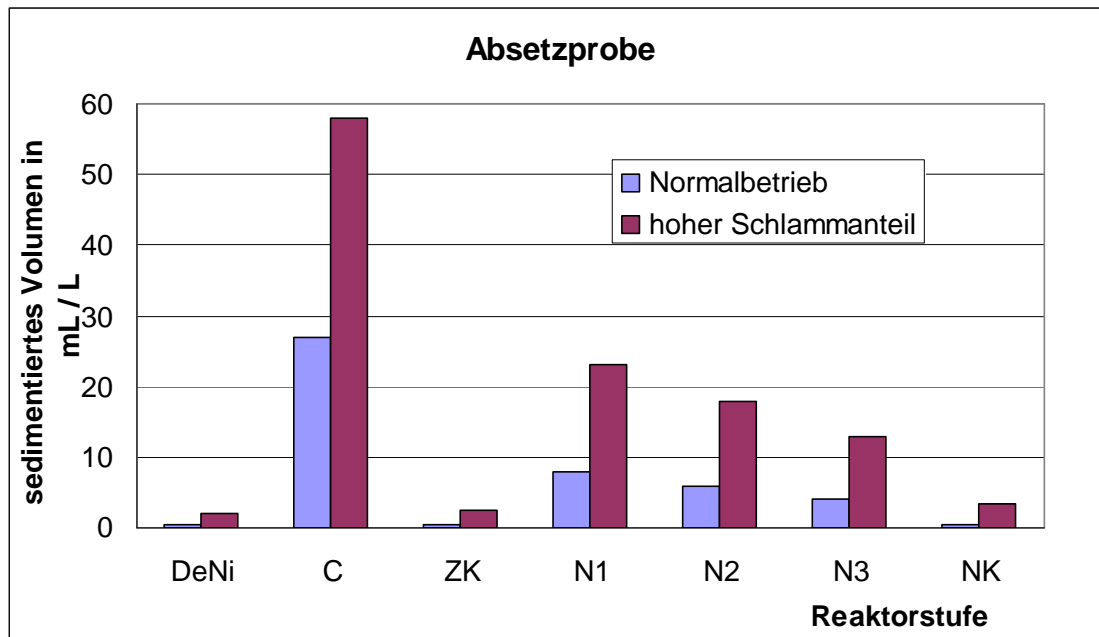


Abbildung 6.5.17: Verlauf der sedimentierbaren Schlammvolumina in Proben aus den Stufen der Demonstrationsanlage nach dem Luftspülen

Die gezeigten erhöhten Schlammgehalte traten gegen Ende der Versuchsreihe C6 (vergleiche Tabelle 4.5.1) auf. Dem hohen Schlammgehalt wurde durch Reinigen der Abscheidelamellen in ZK und NK begegnet. Zudem erfolgte der Einbau eines Schlammbrückenzerstörers, der durch regelmäßiges Ansaugen bzw. Ausstoßen von Luft einerseits für die Reinigung der Lamellen und andererseits für die Vermeidung von Totzonen am Grund des Reaktors sorgen sollte. Zusätzlich wurde die Spülfrequenz mit erhöhter Luftzufuhr (gesamte Luft auf ein Becken geleitet) der Festbettreaktoren mit Luft von 2 auf 3 mal pro Woche erhöht (Spüldauer auf ca. 15 bis 20 min). Im Normalbetrieb betrug der Schlammgehalt in DeNi, ZK und NK < 1 mL/L. Empirisch wurde die Grenze zum übermäßigen Biomassebewuchs mit 30 mL/L festgelegt.

Aerobe Schlammstabilisierung

Der in der Zwischenklärung der Demonstrationsanlage anfallende Schlamm wird durch Sedimentation eingedickt und anschließend durch Belüftung stabilisiert, um den Gehalt an leicht abbaubaren geruchsintensiven Inhaltsstoffen zu verringern. Während der Erprobungsphase in Halle wurden zwei Schlammansätze zur Stabilisierung untersucht.

Im ersten Stabilisierungsansatz nahm der Glühverlust des Schlammes (mit ca. 3,5 % Trockensubstanzgehalt) über einen Zeitraum von 38 Tagen von 70 % (siehe Abb. 6.5.18) auf ca. 65 % ab. Damit erreichte der Schlamm trotz der niedrigen Betriebs-

Ergebnisse

temperaturen die Stufe der Teilstabilisierung (Teilstabilisierung für Glühverlustwerte zwischen 55 % und 65 % nach [Landesverband, 2003]).

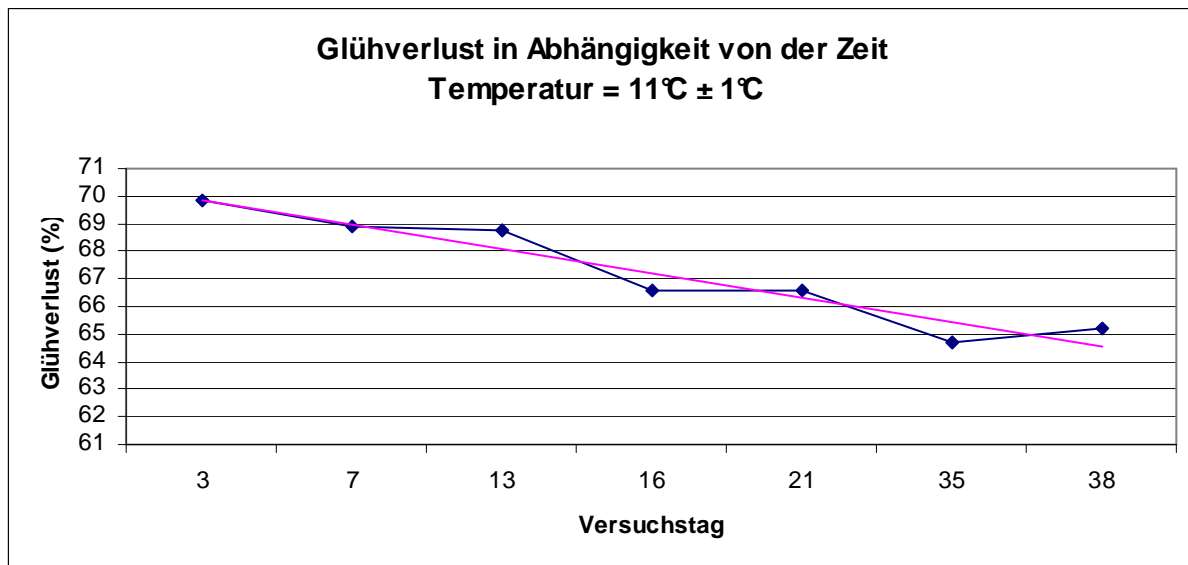


Abbildung 6.5.18: Verlauf des Glühverlustes während der aeroben Stabilisierung des Schlammes im Behälter 1 der Demonstrationsanlage (vom 22.02.2008 bis zum 28.03.2008, 10 bis 12 °C)

Während eines Batch-Versuches im Stabilisierungsbehälter ergab die Messung der Atmungsaktivität dieses Schlammes am Ende seiner Stabilisierungszeit eine Sauerstoffzehrung von 5 mg O₂/l*h (Verbrauch 5,64 g O₂/kg oTS*d). Zeitnah wurde im Labormaßstab unter Nitrifikationshemmung (Zugabe von N-Allylthioharnstoff) eine Sauerstoffzehrung von 3 mg O₂/l*h (3,39 g/kg oTS*d) ermittelt. Unter [Landesverband, 2003] wird für Schlamm mit Teilstabilisierung eine Sauerstoff-Zehrung von 12 bis 18 mg/l*h gefordert, für ausreichend stabilisierten Schlamm 6 bis 9 mg/l*h. Die Sauerstoffzehrung des Schlammes nach Abb. 6.5.19 entspricht also einem ausreichenden Stabilisierungszustand. Auch der TTC-Test bestätigte diese Aussage, da nach Zugabe der Testreagenz Triphenyltetrazoliumchlorid (TTC) sich seine gelb-braune Färbung nicht änderte, die Reaktion des Enzyms Dehydrogenase also ausblieb.

Nach dem Einbau des pneumatischen Schlammbrückenzerstörers in die Zwischenklärung (siehe Kapitel 4.5) wurde weiterer Schlamm abgezogen und in einem separaten Schlammstapelbehälter eingedickt. An diesem Schlamm konnten bereits nach vier Tagen Belüftung Glühverlust-Werte bestimmt werden, die unter 65 % lagen und dann nur noch geringfügig mit der Belüftungszeit abnahmen. Die Sauerstoffzehrung nach acht Tagen lag ebenfalls unter 9 mg/l*h. Die Luftglocke in der Zwischenklärung scheint die Vorstabilisierung des Schlammes zu unterstützen.

Ergebnisse

Im Schlammwasser über dem aerob stabilisierten Schlamm wurden TN-Gehalte von 300 mg/l und CSB-Gehalte ebenfalls um 300 mg/l ermittelt.

6.6 Demonstrationsanlage: Feldeinsatz in Tunesien

Die Demonstrationsanlage wurde 2008 nach Tunesien verschifft. Im April 2009 ist sie in Bent Saidane aufgestellt worden, woraufhin der Probetrieb begann. Der Aufbau und die Aufstellung der Demonstrationsanlage in Bent Saidane sind näher in Kapitel 4.6 beschrieben. Sie reinigt das gesamte von der Kanalisation in Bent Saidane gesammelte häusliche Abwasser.

Bent Saidane ist eine kleine ländliche Ortschaft mit ca. 400 Einwohnern 80 km südlich von Tunis in der Provinz Zaghuan 13 km entfernt von El Fahs. Die Durchschnittstemperatur in Bent Saidane beträgt 19 °C mit einem Maximum im Juli/August von 38 °C und einem Minimum von 6 °C im Januar. Der mittlere Niederschlag wird mit 410 mm beziffert. In Bent Saidane sind 50 Häuser mit ca. 300 Personen an eine Kanalisation geschlossen, die als Freispiegleitung vor Anschluss an die Demonstrationsanlage in das im Tal befindliche Bett des Flusses „Oued Enahal“ entwässerte. Der Fluss führt über längere Zeit des Jahres kein Wasser.

Die ersten eingehenden Betriebsergebnisse vom Betrieb der Anlage in Bent Saidane stammen aus der Zeit vom 20.05. bis 02.07.2009. In der Woche vom 06. bis 12.12.2009 wurde durch die Universität Halle und GEA 2H Water Technologies ein weiteres intensives Untersuchungsprogramm vor Ort durchgeführt. Während dieser Zeit wurden ebenfalls gemeinsam mit dem Betreiber CITET Vorschläge für die weitere Ertüchtigung der Anlage entwickelt.

Die behördlichen Reinigungsanforderungen an die Anlage sind bis dato noch nicht definiert worden. Es sind BSB₅-Ablaufwerte von 30 mg/l in der Diskussion. Anforderungen an den N- und P-Abbau sind in Tunesien offenbar selten.

Wassertemperaturen von 14 bis 25 °C wurden in der Anlage gemessen. Die pH-Werte des Rohabwassers liegen im Regelfall in einem Bereich zwischen 7 und 7,9. Die elektrische Leitfähigkeit ist mit Werten von 1,7 bis 2,9 mS/cm leicht erhöht, was

Ergebnisse

auf geringfügig erhöhte Salzgehalte hindeutet. Das Abwasser ist mit CSB-Gehalten von 1000 bis 2500 mg/l als konzentriert zu bezeichnen. Entsprechend hoch fällt der TKN im Zulauf an. Die Kanaldeckel der Kanalisation sind öfnungsfrei verschlossen, sodass auch der Fremdwasserzufluss außerhalb der Trockenwetterperiode keine wesentliche Verdünnung hervorrufen dürfte. Das Rohwasser ist praktisch frei von Papier und anderen Grobstoffen, sodass ein Grobrechen nicht benötigt wird.

In Abbildung 6.6.1 ist ein typischer Tagesgang des Rohwasser-Volumenstromes dargestellt. Es wird deutlich, dass nachts (zwischen 23 und 7 Uhr) fast kein Abwasser die Anlage erreicht. Spitzen treten mittags (zwischen 12 und 13 Uhr; ca. 2,25 m³/h) bzw. abends (gegen 19 Uhr; ca. 1,5 m³/h) auf.

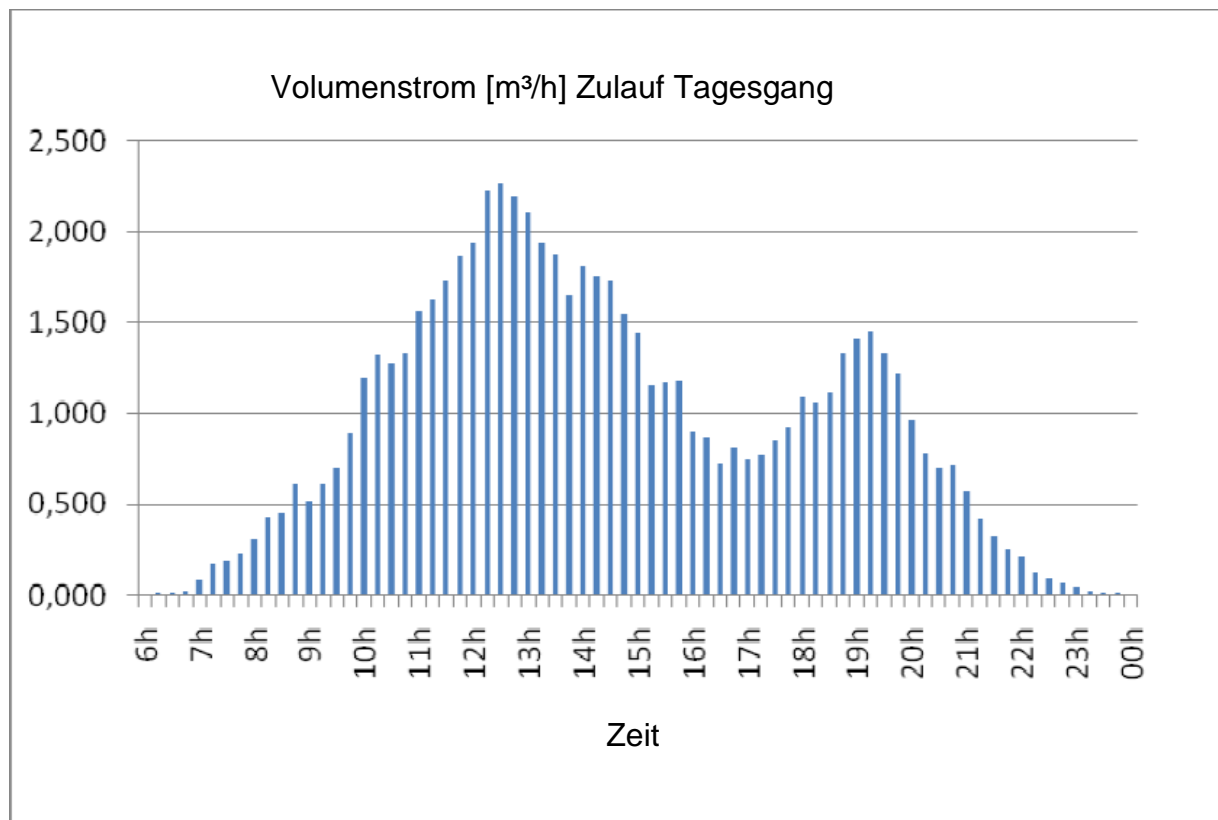


Abbildung 6.6.1: Volumenstrom Zulauf [m³/h] im Tagesgang gemessen an den Tagen zwischen dem 22.05. und 28.05.2009 mit gemittelten Werten (alle 15 Minuten) der Demonstrationsanlage in Bent Saidane

Abbildung 6.6.2 gibt einen Einblick des Wochengangs der täglich anfallenden Rohwasservolumenströme (Woche vom 22.05. bis 28.05.2009). Am Samstag fällt das meiste Abwasser (29 m³) an. Freitag und Sonntag sind demgegenüber als Tage mit geringer Aktivität (18 m³) zu bezeichnen.

Ergebnisse

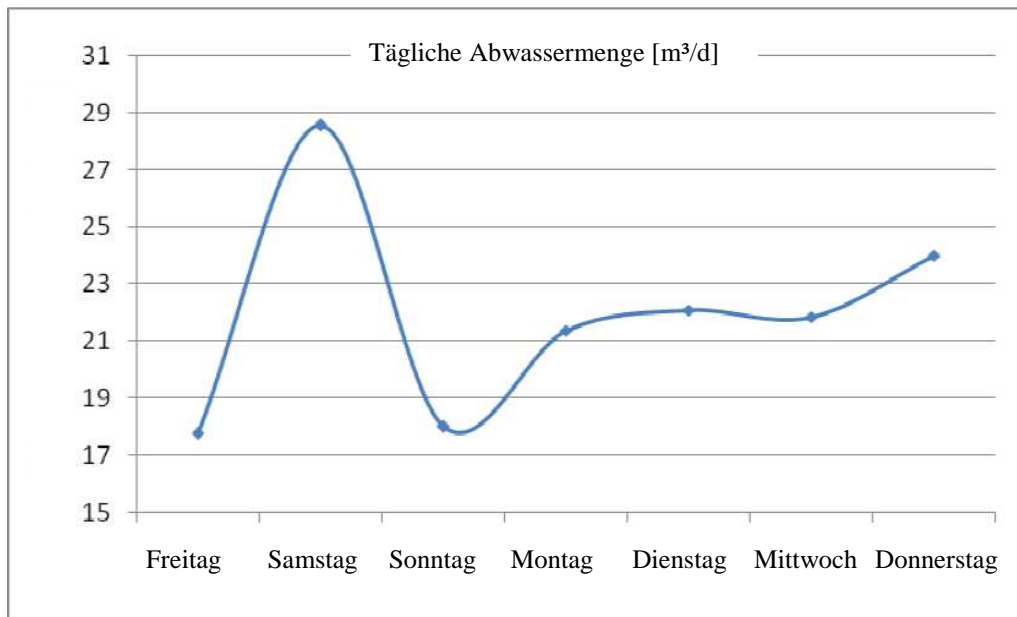


Abbildung 6.6.2: Täglich an der Demonstrationsanlage in Bent Saidane anfallende Abwassermengen [m³/d] vom 22.05. bis 28.05.2009

Kohlenstoff-Abbau

In Abbildung 6.6.3 sind die CSB-Konzentrationen der Zu- und Abläufe sowie die daraus resultierenden Abbaugrade aufgetragen. Die Messungen während der Kampagne vom 06. bis 12.12.2009 bestätigten dies, wie Tabelle 6.6.1 zeigt.

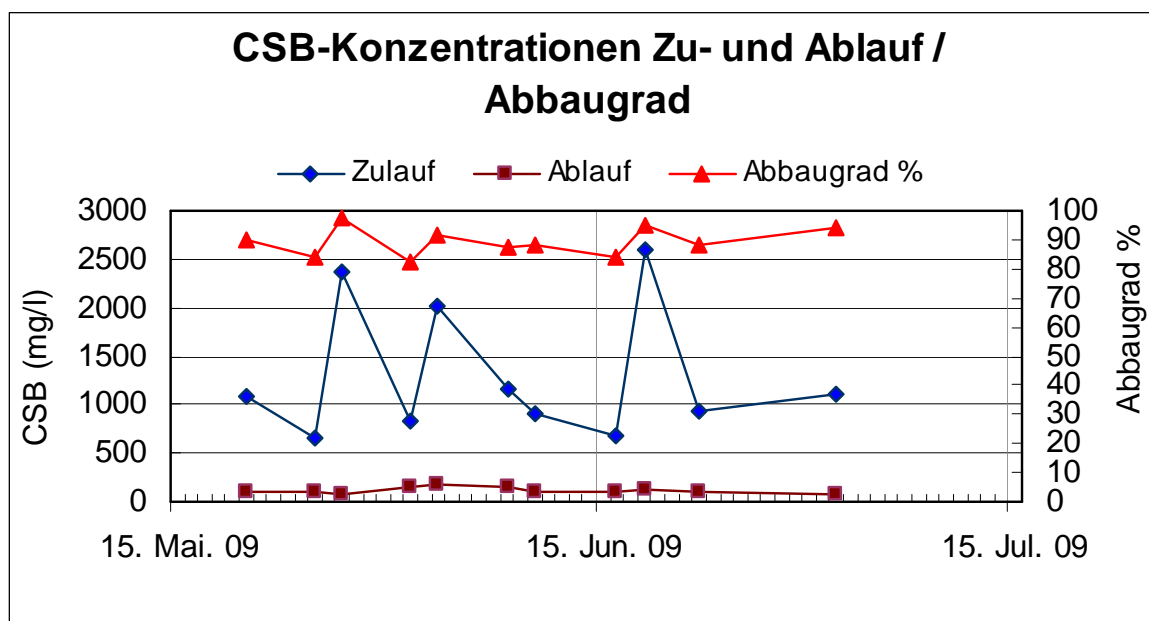


Abbildung 6.6.3: CSB Zu- und Ablaufkonzentrationen Abbaugrad der Demonstrationsanlage in Bent Saidane vom 20.05. bis 02.06.2009

Ergebnisse

Der starke Rückgang der CSB-Konzentration vom Zulauf zur Denitrifikations-Schwebebett-Stufe (Tabelle 6.6.1) ist durch das hohe Rücklaufverhältnis (1,93 m³/h Rezykulationsvolumenstrom gegenüber Zulaufvolumenstrom von 0,3 m³/h) aus dem Ablauf zu erklären. Dadurch wurde trotz des stark schwankenden Zulaufstromes ein relativ konstanter Gesamtfluss durch die Anlage ermöglicht. Die hydraulische Belastung liegt damit unter denen, die während des Versuchsbetriebes in Halle erprobt wurden (vergleiche Tabelle 4.5.1).

Tabelle 6.6.1: Ergebnisse der Messung (CSB, TN, NH₄-N, NO₂-N and NO₃-N; Konzentrationen in mg/l) in den verschiedenen Reaktorstufen der Demonstrationsanlage Bent Saidane am 08.12.2009; 2-h-Mischproben (10 Uhr 20 - 12 Uhr 20; filtrierte oder H = homogenisierte Proben)

Reaktorstufe	CSB	TN	NH ₄ -N	NO ₂ -N	NO ₃ -N
Zulauf	1966(H)	237,5(H)	193,75	0,07	1,79
Denitrifikation	96,6	62	37,75	2,33	11,6
C-Stufe	75,4	54,8	34	2,41	11,7
Zwischenklärung	70,6	57,2	32,5	2,31	10,8
Nitrifikation 1	62	--	30,75	2,34	11,1
Nitrifikation 2	60	51,2	27,75	2,5	13,9
Ablauf filtriert	61,2	49,6	28,25	2,36	15,2
Ablauf (H)	112,4	54,8	-	-	-

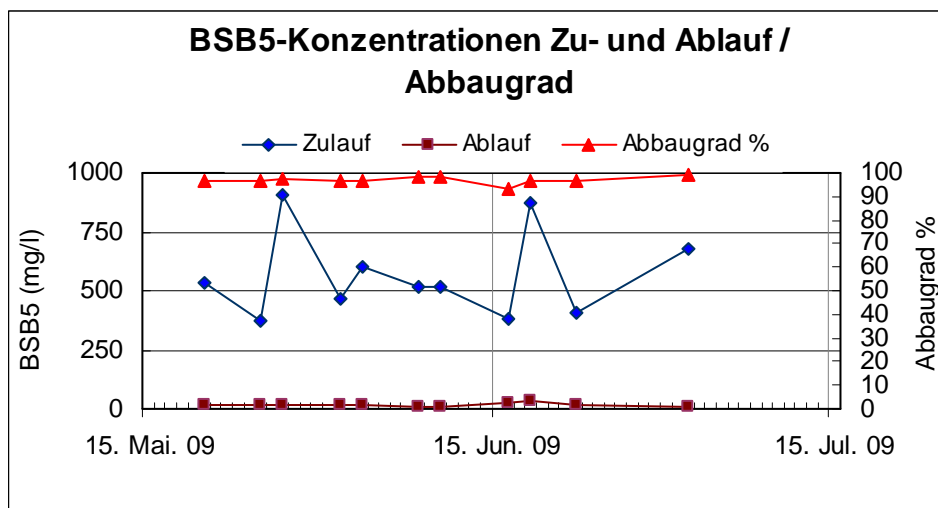


Abbildung 6.6.4: BSB₅ Zu- und Ablaufkonzentrationen sowie -Abbaugrad der Demonstrationsanlage in Bent Saidane vom 20.05. bis 02.06.2009

Die Messungen ergaben am 08.12.2009 einen CSB-Abbaugrad von 94 %, ansonsten wurden Werte zwischen 80 und 95 % ermittelt (bei Ablauf-Konzentrationen von 64-166 mg/l). Auffällig war der relativ hohe Anteil an partikulärem CSB im Ablauf der Anlage (45 % als Differenz zwischen Ablauf filtriert und homogenisiert, vergleiche Tabelle 6.6.1). Die Lamellenabscheider der Nachklärung wurden daraufhin gewartet.

Ergebnisse

Die Abbaugrade des BSB_5 liegen über 95 % (Abbildung 6.6.4) bei Ablaufkonzentrationen von 7 bis 33 mg/l.

Stickstoff-Abbau

Bei Betrachtung der Abbildung 6.6.5 wird deutlich, dass die Entwicklung der Nitrifikation erwartungsgemäß viel langsamer vor sich ging als die für den C-Abbau, sich jedoch Anfang Juli mit ca. 90 % auf einem akzeptablen Niveau befand. Mit der Messung im Dezember konnte dieser Wert ungefähr bestätigt werden, obwohl der Rückgang der Ammonium-Konzentration über die Nitrifikationsstufen als gering bezeichnet werden muss. Zu diesem Zeitpunkt war das Potential der Nitrifikationsstufe noch nicht völlig erreicht worden. Der Anteil von Ammonium- am Gesamtstickstoff betrug im Zulauf etwa 80 %. Der Gesamtstickstoff-Abbau lag bei 77 %.

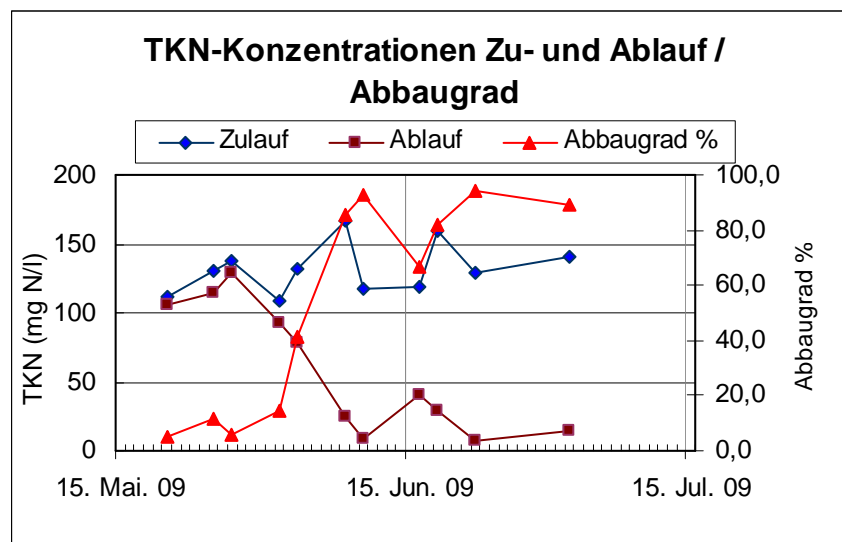


Abbildung 6.6.5: TKN Zu- und Ablaufkonzentrationen sowie TKN-Abbaugrad der Demonstrationsanlage in Bent Saidane vom 20.05. bis 02.06.2009

Phosphat-Abbau

Der Phosphat-Abbau ist als stark schwankend und insgesamt gering einzuschätzen, sollte aber auch keine vornehmliche Aufgabe der Anlage vor Ort darstellen (Abbildung 6.6.6).

Ergebnisse

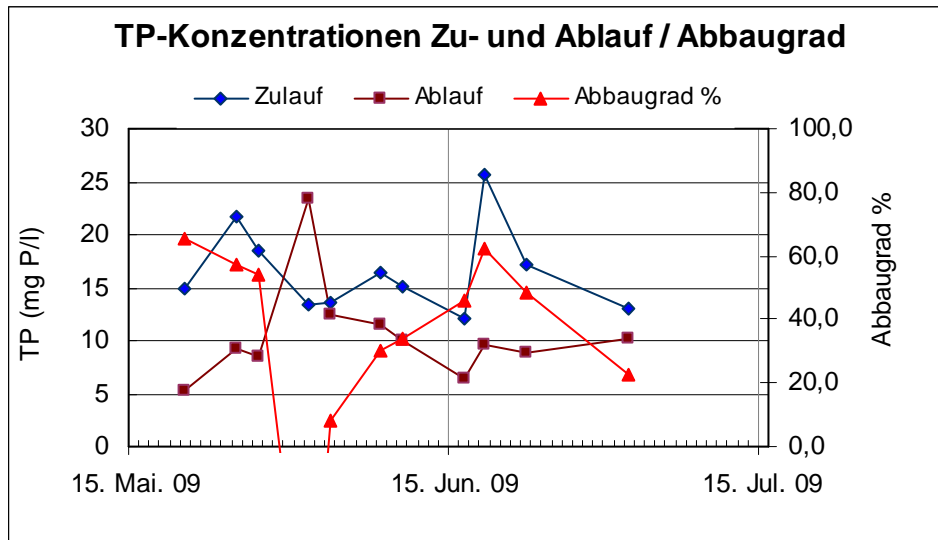


Abbildung 6.6.6: TP Zu- und Ablauf-Konzentrationen sowie -Abbaugrad der Demonstrationsanlage in Bent Saidane vom 20.05. bis 02.06.2009)

Belüftung

Die Daten über die Konzentrationen an Gelöst-Sauerstoff sind in der Tabelle 6.6.2 für verschiedene Anlagenstufen für Anfang Juni dargestellt. Während die Sauerstoffversorgung der N-Stufe als ausreichend zu bezeichnen ist, scheint sie in der Stufe zum Kohlenstoffabbau zu jener Zeit völlig unzureichend gewesen zu sein. Die Gründe für das damalige Vorgehen vor Ort sind nicht bekannt.

Tabelle 6.6.2: Konzentrationen an Gelöst-Sauerstoff (mg/l) in einzelnen Reaktorstufen der Demonstrationsanlage in Bent Saidane während der Zeit vom 01.-10.06.2009

	1. Jun.	3. Jun.	8. Jun.	10. Jun.
Zulauf	0,65	0,8	0,9	1
DeNi	0,16	0,3	0,6	0,5
C-Stufe	0,44	0,6	1,5	0,4
Zwischenklärung	0,16	0,5	0,3	1,1
N-Stufe	6,85	5,2	3,8	4,8
Ablauf	5,39	4,3	4,6	4,9

Während der Messungen im Dezember wurden täglich manuelle Sauerstoffmessungen an allen Reaktorstufen vorgenommen. Dabei zeigte sich, dass nun die C-Stufe ausreichend versorgt war. Weiterhin wurden 24-h-Dauermessungen durchgeführt, um zusätzlich Informationen zum Tagesgang zu erhalten. In den Abbildungen 6.6.7 und 6.6.8 sind die Tagesgänge der Sauerstoff-Konzentrationen für die vier belüfteten Festbettreaktoren dargestellt. Dabei kommt in den ersten beiden Festbett-

Ergebnisse

stufen der Tagesgang der Abwasserfracht ausgeprägter zum Vorschein, da hier der Sauerstoff-Verbrauch im Wesentlichen stattfindet. Aufgrund der deutlich geringeren Schadstofffrachten während der Nacht nehmen der Sauerstoff-Verbrauch ab und damit die Gelöst-Sauerstoff-Konzentration zu. Insbesondere in der N1–Stufe übersteigen die Konzentrationen mit über 8 mg/l das erforderliche Maß. Während dieser Zeit könnte mit der Verminderung der Belüftung auf Werte zwischen 3 und 6 mg/l Energie und Kosten gespart werden. Für die C-Stufe würden Gelöst-Sauerstoff-Konzentrationen zwischen 2 und 6 mg/l ausreichen.

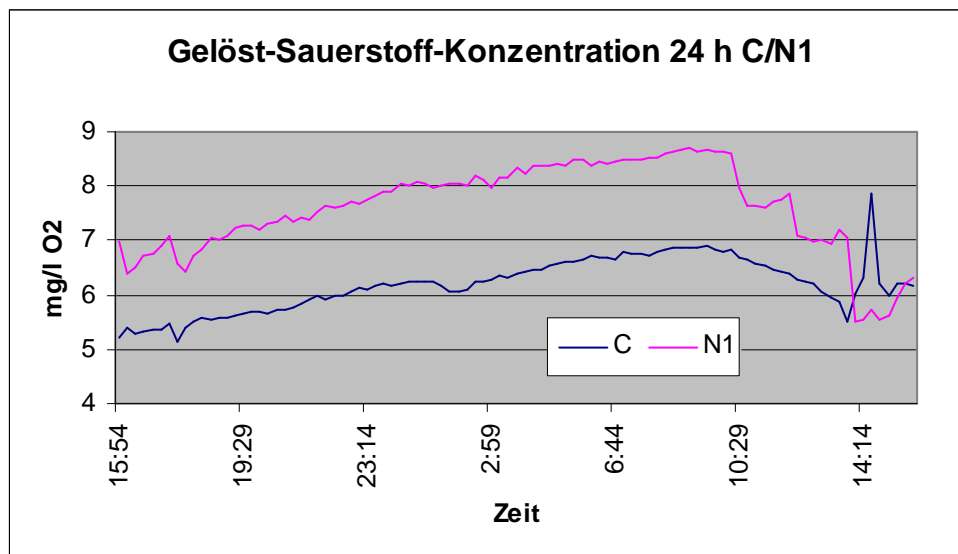


Abbildung 6.6.7: Tagesgang der Gelöst-Sauerstoff-Konzentrationen [mg/l] in der C- und der N1-Stufe der Demonstrationsanlage in Bent Saidane vom 07.12. (15:54) - 08.12.2009 (15:44)

Wie bereits erwähnt, fällt der Tagesgang der Schadstofffracht in den folgenden Festbettstufen N2 und N3 nicht mehr so stark ins Gewicht. Die Konzentrationen bleiben während des gesamten Tages auf einem relativ konstanten Niveau. Für die letzte Stufe N3 ist noch hinzuzufügen, dass eine Abminderung der O₂-Gehalte auf unter 4 mg/l sich günstig auf den Verlauf der Denitrifikation des zurückgeführten nitrathaltigen Abwassers auswirken wird. Die Belüftung muss jedoch ausreichen für die Vermischung und die Vermeidung von Verschlämmungen/Verstopfungen.

Ergebnisse

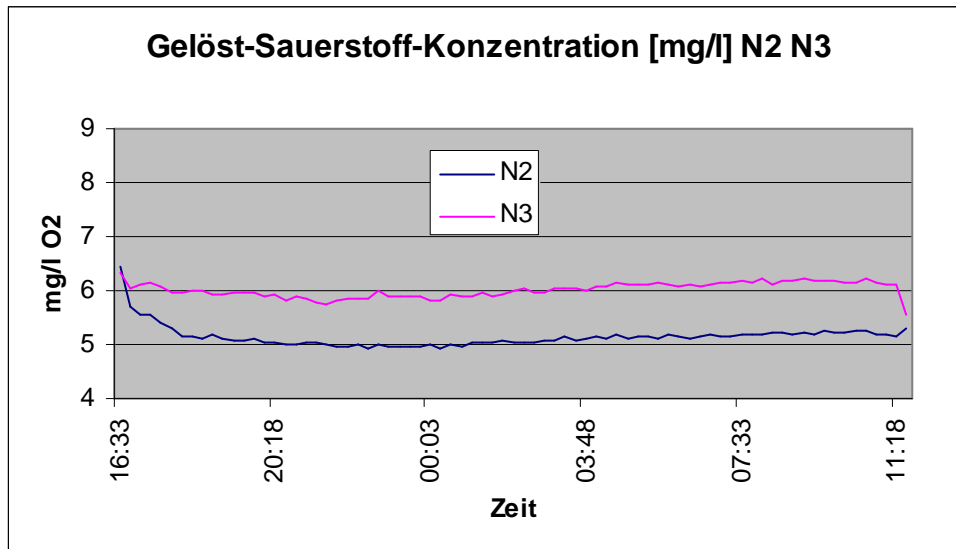


Abbildung 6.6.8: Gelöst-Sauerstoff-Konzentrationen [mg/l] im Tagesgang in der N2- und der N3-Stufe der Demonstrationsanlage in Bent Saidane vom 08.12. (16:33) - 09.12.2009 (11:33)

Zusammenfassung

Die kompakte Demonstrationsanlage der GEA 2H Water Technologies zur Abwasserreinigung mit Schweb- und Festbett zur Nitrifikation und Denitrifikation ist erfolgreich in Bent Saidane in Betrieb genommen worden. Die Anlage wird als Referenzanlage von verschiedenen Interessenten in Augenschein genommen. Die Errichtung vergleichbarer kompakter Anlagen wird für mehrere dezentrale Anwendungen in Tunesien geprüft.

Die Empfehlungen für die Absicherung des Betriebes der Anlage in Bent Saidane beziehen sich auf:

- den Einbau je einer Ersatz Rohwasserzufuhrpumpe und eines zweiten Luftkompressors
- den Abschluss eines Wartungsvertrags für die kritischen Anlagenkomponenten
- technische Komponenten der Schlammverdickung und -Stabilisierung
- die Menge der Schwebbett-Aufwuchskörper in der DeNi-Stufe sowie
- den Betrieb der Sauerstoffsonde und die Dokumentation der Anlagendaten.

6.7 Betriebsuntersuchungen

Für die betriebsbezogenen Untersuchungen wurden sieben Kläranlagen nach dem getauchten Festbettverfahren mit unterschiedlichen Ausbaugrößen, Abwasserzusammensetzungen sowie -frachten und Verfahrensweisen ausgewählt. Im Rahmen der Untersuchungen sind bestehende Datensätze ausgewertet und teilweise über mehrere Monate eigene Messungen an verschiedenen Stufen der Anlagen durchgeführt worden. Die betrachteten Anlagen befinden sich in Deutschland. Alle Anlagen besitzen technisch belüftete Festbettreaktoren und sind nach Anschlussgröße den Klassen 1 bis 4 zuzuordnen, Tabelle 6.7.1. Die vorgefundenen Abwassertemperaturen lagen zwischen 10 und 20°C. Nur in einem Fall (KA G) wurde infolge gewerblicher Einleitungen ein Abwasser mit geringfügig erhöhtem Salzgehalt mit einer Leitfähigkeit von 3 mS/cm behandelt. Für fast alle Anlagen gelten verschärfte Überwachungswerte im Vergleich zu den Mindestanforderungen. Lediglich Anlage G hat auf Grund der Einleitung hoch konzentrierter industrieller Abwässer abgemilderte Überwachungswerte einzuhalten.

Tabelle 6.7.1: Überwachungswerte²⁾ der untersuchten Kläranlagen A bis G mit getauchten Festbetten

	Anlage						
	A	B	C	D	E	F	G
Größenklasse	1	2	3	2	2	2	4
CSB [mg/l]	105	90	75	40	80	90	195
BSB ₅ [mg/l]	25	20	20	20	20	25	25
NH ₄ -N [mg/l]	80*	-	10	-	20	20	18
N _{ges} [mg/l]	82	25	18	40	25	20	45
P _{ges} [mg/l]	12	4	3	3	3	4	2

²⁾ ÜW = gesetzter Überwachungswert nach Betriebsgenehmigung, * nur vom 01.05. – 31.10. einzuhalten

In Tabelle 6.7.2 sind wichtige Bemessungs- und Betriebsdaten der untersuchten Kläranlagen zusammengestellt. Fünf der sieben untersuchten Anlagen setzen getauchte Festbetten als Hauptstufe der biologischen Reinigung ein. Anlage D besitzt zusätzlich zwei Rotationstauchkörper als zwischengeschaltete Stufe und Anlage G hat einen Tropfkörperreaktor den Festbettreaktoren zur Nitrifikation nachgeschaltet. Die Anlagen A, B und E führen teilgereinigtes Abwasser über eine Rezirkulation in vordere Anlagenstufen zurück. Bei der vergleichenden Betrachtung der untersuchten Kläranlagen wird deutlich, dass sie unterschiedlich ausgelastet sind.

Ergebnisse

Tabelle 6.7.2: Verfahrens-, Bemessungs- und Betriebsdaten der untersuchten Kläranlagen A bis G mit getauchten Festbetten

Parameter	Anlage						
	A	B	C	D	E	F	G
Baujahr	1985	1999	1986	1985	1989	2008	1965
Ausbaugröße [E]	200	2000	7500	1800	1100	2000	33700
angeschl. EW ¹⁾ [E]	109	1800	5300	1700	1095	1200	11350
BSB ₅ EW ¹⁾ [E]	81	1580	7970	1775	967	1004 ²⁾	13080
Anlagenteile	GR VK1 VK2 3er FB NK1 NK2 +ReZi ST	R SF VK 2 * DeNi 2 * C 2 * N NK + ReZi	R 2*VKT 6er FB 2er NK ST	R 2*VKT 4er FB ZK 2*RTK 4er FB NK 2*ST	R VKT 4er FB ST1 ReZi ST2	R VKB 2 x FB NKB ST	GR FR SuFF 2 VKB 2 FB ZK TKR NK
Abbaustufen	C, (N)	C, N, De-Ni	C, (N)	C, N,	C, N, DeNi	C, N,	C, N,
Festbettmaterial	FB 33.07	FKP 319	FKP 319	BIONET	BIONET	BIONET	BIONET
Aspez [m ² /m ³]	140	150	150	150, 200	150	150	100, 150
FBV [m ³]	156	180	-	89	77	-	~ 1000
Lieferant	Munters	2H	2H	NSW	NSW	NSW	NSW

Anmerkung: Aspez= volumenspezifische Oberfläche der Festbetten, C = Kohlenstoffabbau, DeNi = Denitrifikationsstufe, FB = Festbett(stufe), FBV= Volumen Festbett, FR = Feinrechen, GR = Grobrechen, N = Nitrifikation, NK = Nachklärbecken(-teich); R = Rechen, RTK = Rotationstauchkörper, ReZi = Rezirkulation, ST = Schönungsteich, SuFF = Sand- und Fettfang, T = Teich, TKR = Tropfkörperreaktor, VK = Vorklärung, VKB = Vorklärbecken, VKT = Vorklärteich, ZK = Zwischenklärung, ¹⁾ Werte von 2008, ²⁾ Werte von 2009

Hinsichtlich der Eliminationsleistungen werden die organischen Schmutzkonzentrationen von allen untersuchten Anlagen mit über 90 % des BSB₅ und über 80 % des CSB weitgehend abgebaut, siehe Tabelle 6.7.3. Jedoch unterscheiden sich die Umsetzung und der Abbau der N-Verbindungen deutlich. Die kleineren Anlagen, wie die KA A, sind nicht für eine weitgehende Nitrifikation ausgelegt. Die TN-Abbaugrade liegen zwischen 34 % und 57 %. Die besten Anlagen hinsichtlich der Eliminationsleistungen der N-Verbindungen sind die KA B und E. Diese Anlagen sind mit Rezirkulation von gereinigtem nitrathaltigen Wasser und vorgeschalteter Denitrifikation ausgestattet. Die mittlere TN-Elimination der Anlage B ist 2009 infolge von Störungen in der DeNi verringert. Aber auch die Anlagen mit Nitrifikation jedoch ohne besondere Denitrifikationsmaßnahmen erzielen eine simultane TN-Elimination im Bereich von 40 %.

Der P_{ges}-Abbaugrad fällt mit rund 75 % in der Anlage G besonders hoch aus, da hier mit Phosphatfällung gearbeitet wird. Die in den anderen Anlagen erzielte P-

Ergebnisse

Elimination wird simultan ohne besondere auf die P-Elimination abzielende Maßnahmen erzielt.

Die in der Literatur [Baumann, 2008] empfohlenen einwohnerspezifischen Jahresstromverbräuche (Toleranzhöchstwerte) für Abwasserreinigungsverfahren werden 2008 von lediglich zwei der sieben untersuchten Kläranlagen eingehalten. Die KA C der GK 3 und die KA D der GK 2 halten die jeweiligen in der Literatur empfohlenen spezifischen Jahresstromverbräuche ein. Die KA G hingegen überschreitet den Toleranzwert für eine Kläranlage der GK 4 (auch auf Grund von Umbauarbeiten) um mehr als das doppelte. Die Belüftung der Festbetten ist der größte Energieverbraucher in getauchten Festbettanlagen, wie das Beispiel der KA B in Abbildung 6.7.1 veranschaulicht.

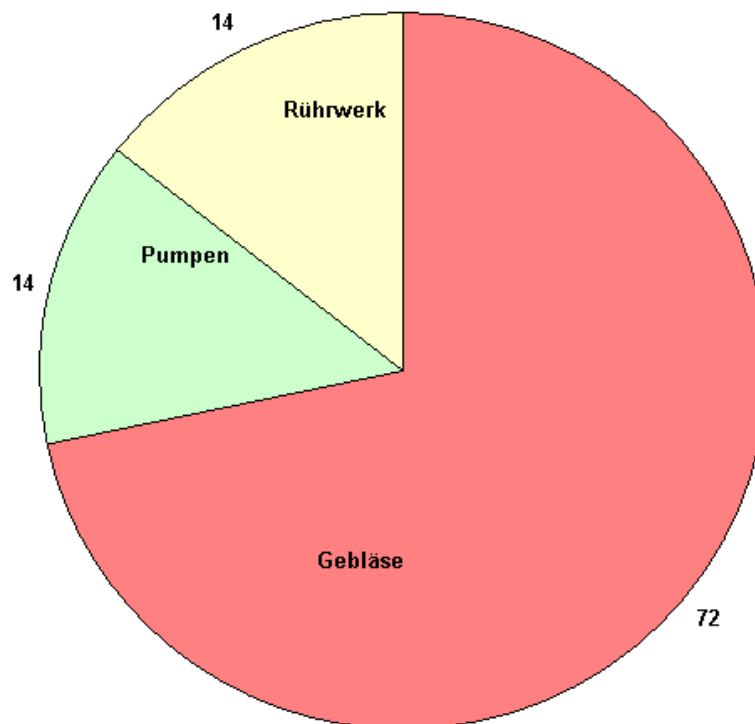


Abbildung 6.7.1: Prozentuale Aufteilung des Energieverbrauchs auf Aggregatgruppen in der Kläranlage B mit getauchten Festbetten und vorgeschalteter Schwebebett-DeNi

Weiterhin wurde der Zustand der Anlagen (z.B. Schaumentwicklung, Verstopfung, Betriebsweise) bewertet. Bei jeder der sieben untersuchten Kläranlagen traten kleinere oder größere Betriebsprobleme auf. Diese waren zum einen auf Ungereimtheiten bei der Auslegung der getauchten Festbetten und zum anderen auf einen unsachgemäßen Betrieb der Anlagen zurückzuführen. Für verschiedene Betriebsprob-

Ergebnisse

leme wurden Optimierungsvorschläge entwickelt. Einzelne Anlagen (insbesondere die Kläranlagen A, B und C) planen mehr oder weniger umfangreiche Umbaumaßnahmen in Folge der Messeinsätze. Ein erneuter Besuch dieser Anlagen nach dem Umbau wäre, im Hinblick auf die Bewertung der Wirkung der Maßnahmen auf die Ablaufkonzentrationen und Abbauleistungen, von großem Interesse.

Tabelle 6.7.3: Mittlere jährliche Zulaufkonzentrationen, Zulaufmengen, Abbaugrade und spezifische Energieverbräuche der untersuchten Kläranlagen mit getauchten Festbetten für die Jahre 2008 bzw. 2009

2008/2009*	Anlage						
	A	B	C	D	E	F	G
Ausbaugröße [E]	200	2000	7500	1800	1100	2000	33700
Zulaufkonzentration [mg/l]							
BSB ₅	308/ 380*	144/ 120*	218	102	134	136*	430/ 402*
CSB	994/ 1138*	282/ 245*	250	164	198	210*	774/ 706*
TN	-	26/ 26*	29	14,5	29,7	45*	82,9/ 78,3*
P _{ges}	24/ 14*	5/ 4*	4	2,6	4,6	5*	7/ 5,1*
Zulaufmengen [kg/d]							
BSB ₅	4,9/ 5,7*	95/ 79*	478	106	59	60*	785/ 743*
CSB	15,7/ 17,7*	186/ 162*	548	171	87	93*	1413/ 1304*
TN	-	17/ 17*	64	15	13	20*	151/ 145*
P _{ges}	0,4/ 0,21*	3/ 3*	9	3	2	2*	13/ 9*
Abbaugrad [%]							
BSB ₅	94	95/ 93*	94	91	93	90*	89/ 88*
CSB	85	86/ 83*	88	84	83	84*	79/ 77*
TN	-	57/ 48*	34	36	60	55*	42/ 41*
P _{ges}	50	40/ 38*	25	30	64	38*	78/ 72*
Spezifischer Stromverbrauch							
E-BSB ₅ [kWh/E*a]	112	68/ 90*	32	42	97	53*	83/ 94*

Im Folgenden sollen die wichtigsten vorgefundenen Problembereiche angesprochen und Lösungsvorschläge genannt werden.

Einbau der getauchten Festbetten

Bei zwei der sieben untersuchten Anlagen wurden die getauchten Festbettblöcke aus „Kostengründen“ ohne entsprechende Halterungsschienen in die Abwasserbecken eingebaut. Bei einer Verschlammung der Festbetten oder defekten Belüftungselementen können die Festbettblöcke bei dieser Einbauweise nicht einfach aus den Becken entnommen werden, um die Belüftungselemente zu warten oder die Festbettstruktur frei zu spülen. Die Festbetten sind hier mühsam zu zerschneiden und stück-

Ergebnisse

weise zu entfernen. Diese Prozedur ist zeitintensiv und zudem schwere und schmutzige Arbeit für die Ausführenden.

Die Membranen der im Regelfall eingesetzten Membranbelüftern stellen Verschleißteile dar, die nach einigen Jahren Betriebszeit Defekte aufweisen und ausgetauscht werden müssen. Aus diesem Grund ist die Verwendung von Halterungsschienen, mit der Möglichkeit, die getauchten Festbetten mit einem Kran bewegen zu können, bei einem Einbau von getauchten Festbetten unumgänglich. Aber auch grobblasige Rohr-Düsenbelüfter erfordern einen gewissen Wartungsaufwand, wie es sich auf einer der untersuchten Anlagen herausgestellt hat. Auch in diesem Fall müssen die Festbettblöcke bewegt werden können.

Festbettmaterial

Für den Betrieb der CSB/BSB₅-Abbaustufe von getauchten Festbettreaktoren haben sich als optimales Festbettmaterial in der Praxis Festbettmaterialien mit lotrechten Kanälen (siehe Kapitel 3.1) herausgestellt. Zwei der sieben Kläranlagen verwendeten jedoch Kunststofffestbettkörper mit Kreuzstruktur. Dieses Material ist jedoch auf Grund der verwinkelten Struktur in der C-Abbaustufe deutlich anfälliger für Verstopfungen bzw. Verschlammungen. Die verwinkelten Kanäle dieser Aufwuchskörper werden nicht vollständig von der Scherwirkung der Luftblasen erreicht, wodurch es bereichsweise zu Verschlammungen kommen kann. Mit den lotrechten Gitterröhren können gleiche spezifische Oberflächen erreicht werden, sie sind auf Grund der Röhrenstruktur weniger anfällig für Verstopfungen, besser von außen zu begutachten und leichter von Schlammnestern (einzelne verstopfte Röhren) zu reinigen. Es ist wichtig, nicht nur Aufwuchskörper mit lotrechten Kanälen zu verwenden, sondern diese auch mit den Kanälen fluchtend einzubauen.

Weiterhin sollten in der ersten C-Abbau Festbettstufe nach der Vorklärung auf Grund der hier vorliegenden hohen organischen Belastung und des hohen Schlammanfalls, Aufwuchskörper mit einer spezifischen Festbettoberfläche nicht höher als $100 \text{ m}^2/\text{m}^3$ eingebaut werden. Bei zwei Anlagen zeigten sich bei der Verwendung von $150 \text{ m}^2/\text{m}^3$ Material erhebliche Abbauschwierigkeiten bzw. eine Verschlammung der vorderen Festbettstufen. Für die nachfolgenden Stufen, insbesondere der Nitrifikationsstufe, können Aufwuchskörper durchaus mit einer Oberfläche von $150 \text{ m}^2/\text{m}^3$ eingesetzt werden.

Belüftung

Zwei der untersuchten Kläranlagen belüfteten die Festbettstufe intermittierend. Diese Betriebsform ist jedoch hinsichtlich der Verschlämmung des getauchten Festbettreaktors ungünstig. Durch die zeitweise Unterbrechung der Belüftung und damit der Turbulenz bzw. Walzenströmung in und um das Festbett besteht hier eine erhöhte Verstopfungsgefahr. Aus diesem Grund wird eine durchgängige Belüftung angeraten. Die Sauerstoffkonzentration sollte dabei in der Festbettstufe bei größer 3 mg/l Sauerstoff liegen [ATV, 2002]. Als optimal stellte sich aus Sicht der Abbauleistung eine Sauerstoffkonzentration von etwa 4 – 6 mg/l heraus.

Auch das im Interesse der Kontrolle der Biofilmdicke notwendige gelegentliche „Spülen“ der getauchten Festbettstufe mit einer erhöhten Luftmenge wurde von einer Kläranlage aus Unwissenheit nicht befolgt, so dass eine erhebliche Verschlämmung der Festbettelemente eintrat. Es sei daher darauf hingewiesen, dass die Festbettstufe etwa einmal täglich bis einmal wöchentlich mit erhöhter Belüftungsintensität zu spülen ist, um Verstopfungen vorzubeugen [ATV, 2002]. Das nach dem Ende des Luftspülzyklus auftretende absetzbare Schlammvolumen sollte 30 ml/l nicht überschreiten, andernfalls ist die Spülfrequenz zu erhöhen.

Als weiteres Problem stellte sich bei mehreren Anlagen die Überwachung der Sauerstoffkonzentration und damit der Belüftung in der Festbettstufe heraus. Oft lag die Sauerstoffkonzentration zu niedrig, was die Abbauleistung der im Biofilm ansässigen Mikroorganismen verringert, oder zu hoch, was wiederum erhebliche zusätzliche Energiekosten verursacht, siehe auch Abbildung 6.7.1. In diesem Zusammenhang sei auf die den Kläranlagen in den Nachtstunden zwischen Mitternacht und 6.00 Uhr morgens zugeführten häufig deutlich reduzierten Frachten hingewiesen, die eine deutlich reduzierte Belüftungsintensität nach sich ziehen sollten. Es gibt prinzipiell zwei Möglichkeiten zur Einstellung der Belüftung. Einerseits kann die Sauerstoffkonzentration mittels einer Handsonde überprüft werden und bei Abweichung von dem empfohlenen Bereich über ein festes zeitabhängiges Programm die Kompressoren geregelt und gegebenenfalls die Luftzufuhrleitungen belastungsabhängig auf-/zugeschiebert werden. Andererseits kann die Sauerstoffkonzentration auch mittels einer fest am Becken installierten Messsonde gemessen und geregelt werden. Bei

Ergebnisse

nur einer stationär installierten Sauerstoffsteuersonde zur Steuerung der Belüftung sollte jedoch die Messposition beachtet werden. Die Sonde sollte etwa 0,5 m bis 1 m unter der Wasseroberfläche in einem mittigen Becken angebracht werden, da im Becken der ersten Festbettstufe tageszeitabhängige Schwankungen auftreten können und das letzte Becken meist weniger Sauerstoff benötigt und dadurch häufig bereits durch das zufließende Wasser mit Sauerstoff gesättigt ist. Zudem ist zu beachten, dass in jedem Fall eine Grundbelüftung im Interesse der Durchmischung des zu reinigenden Wassers im getauchten Festbettkörper aufrechterhalten wird.

Wichtig ist zusätzlich, dass der Sauerstoff-Sondenkopf regelmäßig gereinigt wird oder selbstreinigende Sonden eingesetzt werden, um Messverfälschungen durch ein Zusetzen der sauerstoffaktiven Sensorflächen mit Biofilmen zu vermeiden. Generell gibt es noch einen erheblichen Optimierungsbedarf bei den Sauerstoffmesssonden und ihrer automatisierten Reinigung.

Hinsichtlich der Belüftungselemente ist zu erwähnen, dass sich in der industriellen Praxis Membranbelüftungselemente für die Festbetten bewährt haben. Diese werden flächig auf Belüftungsschienen unter den getauchten Festbettreaktoren angebracht. Da die Membranen nach einigen Jahren wegen Verschleißerscheinungen ausgetauscht werden müssen, empfiehlt es sich, die Membranteller so zu montieren, dass diese leicht ausgewechselt werden können. Grobblasigere Düsenbelüfter können ebenfalls zum Eintrag von Sauerstoff eingesetzt werden. Jedoch sind auch sie nicht frei von Wartungsbedarf.

Fahrweise mit Denitrifikation

Für eine funktionsfähige Denitrifikation sind zum einen anoxische Bedingungen (Sauerstoffkonzentration in jedem Fall kleiner 1 mg/l) und zum anderen leicht abbaubare organische Verbindungen und eine gute Durchmischung erforderlich. Eine effektive, d.h. hilfsstoffarme Möglichkeit zur Realisierung einer DeNi-Stufe in Verbindung mit einer Festbettanlage besteht in einer vorgeschalteten DeNi-Stufe. Dabei wird das teilgereinigte Abwasser nach der Nitrifikationsstufe in die DeNi-Stufe recirculiert, um Nitrat bereit zu stellen. Die leicht abbaubaren CSB-Verbindungen werden über den Zulaufvolumenstrom zur Verfügung gestellt.

Da in der DeNi keine Belüftung erfolgen sollte, weist die Ausführung der DeNi-Stufe als Festbettreaktor ein erhebliches Verschlammungspotential auf und bedarf einer sorgfältigen Überwachung. Nach dem derzeitigen Stand der Technik sollten Festbett-

Ergebnisse

Denitrifikations-Anlagen nicht eingesetzt werden. Als Aufwuchsflächen für den Biofilm kommen, wie die Erfahrungen mit KA B zeigen, Schwebepartikel in Frage. Die Durchmischung erfolgt mit Rührwerken. Besondere Beachtung sollte hier der vorgeschalteten Rechenanlage, den Lochblechsieben zur Rückhaltung der Schwebepartikeln und deren Reinigung, sowie der Rückführrate gelten. Die Schwebepartikel-DeNi erreichte im Fall der Anlage B mit belüfteten getauchten Festbettreaktoren verknüpft TN-Eliminationsraten von 50%, obwohl hier noch erhebliches Optimierungspotential besteht.

Vakuumentwässerungssysteme

In Hinblick auf die Zulaufkonzentrationen führen reine Vakuumkanalsysteme zu einem hoch konzentrierten Rohabwasser von deutlich über 1000 mg CSB/l (siehe auch KA A, Tabelle 6.7.3). Stehen an der Kläranlage nur derartig konzentrierte Rohabwässer zur Behandlung an, sind die getauchten Festbetten mit einer Rezirkulation von gereinigtem Abwasser (Rezi-Verhältnis 1:1) zu betreiben, um die kontinuierliche hydraulische Abfuhr des Überschussschlammes zu gewährleisten. Bei der Festlegung von konzentrationsbezogenen Überwachungswerten sollte in diesem Fall auch berücksichtigt werden, dass die Konzentration des schwerabbaubaren CSB im Ablauf entsprechend höher anzusetzen ist.

7 Zusammenfassung

Das getauchte Festbettverfahren ist ein im Vergleich zu Tropfkörpern oder Tauchkörpern junges Biofilm-Verfahren zur Abwasserreinigung. Im vorliegenden Vorhaben sind die Bemessungsgrundsätze von getauchten Festbett-Kläranlagen durch

- Laboruntersuchungen im Hinblick auf den Einfluss von Temperatur, Salzgehalt, Biofilmaufbau beim Anfahren sowie der Kaskadenbetriebsweise,
- den Bau und Betrieb einer neuartigen, kompakten, weitgehend Stickstoff eliminierenden Demonstrationsanlage und die
- Auswertung von Betriebsuntersuchungen

ergänzt und abgesichert worden.

Die Temperatur wirkt sich auf den Umsatz in getauchten Festbett-Reaktoren erst bei höheren Flächenbelastungen (in Bezug auf die DWA-Auslegungsempfehlungen) messbar aus. Zudem ist ihr Einfluss im Falle des CSB-Abbaus stärker für Abwässer mit partikulären und schwerer abbaubaren Anteilen ausgeprägt. Den Untersuchungen zufolge erhöht sich die C-Abbaugeschwindigkeit für kommunales Abwasser nach der Vorklärung um ca. 0,7 % pro Grad Temperaturerhöhung (für 5 bis 25 °C).

Die TKN-Abbaugeschwindigkeit nimmt bei Temperaturen zwischen 10 und 5 °C deutlich ab. Oberhalb von 10 °C ist der Temperatureinfluss geringer ausgeprägt, er nimmt hier mit der Höhe der TKN-Belastung zu. Bei höheren Belastungen wurde im Bereich von 10 bis 35 °C eine durchschnittliche Erhöhung der TKN-Abbaugeschwindigkeit von 1,2 % pro Grad vorgefunden. Im Bereich der TKN-Auslegung für Festbetten nach DWA wird für Temperaturen ab 10 °C ein 90%iger Abbau erzielt. Hier ist der Umsatz weitgehend substratlimitiert, sodass sich der Temperatureinfluss nicht mehr signifikant auswirkt.

Bei schlagartigem Anstieg des NaCl-Gehaltes im zu behandelnden Abwasser auf 20 g/l kann es zunächst für einige Wochen zu einem deutlichen Einbruch des CSB- wie auch des TKN-Abbaus kommen. Nach fünf Wochen hat im Regelfall eine Adaption stattgefunden. Bei einer CSB-Flächenbelastung von 11 g/m²*d mit kommunalem Abwasser aus der Vorklärung verringert sich die CSB-Abbaugeschwindigkeit nach der

Zusammenfassung

Adaption um ca. 19 %. Bei geringeren Flächenbelastungen fällt der Einfluss des Salzes niedriger aus.

Nach der Adaption lässt sich der inhibierende Einfluss von 20 g NaCl/l auf die TKN-Abbaugeschwindigkeit im Temperaturbereich von 10 bis 25 °C und bei TKN-Belastungen von 1 g/m²*d mit durchschnittlich 7 % beziffern. Bei höheren TKN-Belastungen von 2 g/m²*d ist der Salzeinfluss größer, hier wurde eine Minderung der TKN-Abbaugeschwindigkeit um ca. 40 % gemessen.

Im Falle des CSB ist die volle Abbauaktivität der Aufwuchsoberflächen nach der ersten Inbetriebnahme der getauchten Festbettkörper bereits nach ein bis zwei Wochen erreicht. Für das Erreichen der stabilen Nitrifikation werden jedoch Zeiten von 4 bis 9 Wochen benötigt. Die Betriebstemperatur bestimmt maßgeblich den Verlauf des instationären Anfahrvorgangs des nitrifizierenden Biofilms. Bei Temperaturen von unter 20 °C verlängern sich die Zeiten z.B. bis zum Auftreten des Nitrits und Nitrats merklich. Die TKN-Belastung hat einen geringeren Einfluss auf die Länge der Einfahrphase der Nitrifikation.

Mit Biofilmen bewachsene Festbetten zeigen ein im Vergleich zu der Erstbesiedlung verkürztes Einfahrverhalten, auch wenn sie eine vierwöchige Hungerphase durchlaufen haben. Die dennoch auftretenden relativ langen Zeiten bis zum Wiedererreichen der vollen Leistungsfähigkeit der nitrifizierenden Biofilme sind bei saisonal betriebenen Anlagen von Bedeutung. Hier gilt es in weiteren Untersuchungen geeignete Techniken zur Konservierung der Nitrifikantenaktivität während der Hungerphasen zu entwickeln.

Von den Herstellern werden sowohl in der Materialart als auch in der physikalischen Struktur und der Oberflächen-Rauhigkeit deutlich unterschiedliche Kunststoff-Aufwuchsmaterialien für getauchte Festbetten angeboten. Die Art des Aufwuchsmaterials scheint im Gegensatz zu Beobachtungen in der Literatur das Anfahrverhalten der Nitrifikation nicht merklich zu beeinflussen. Wohingegen die Oberflächenrauhigkeit der Bewuchsflächen eine deutliche Wirkung hat. Raue bzw. strukturierte Oberflächen, wie sie bei Geweben oder Folienoberflächen mit fixierten Glasfasern vorliegen, begünstigen die Entwicklung der Nitrifikantenbiofilme. Festbettmaterialien mit glatten Oberflächen schneiden im Hinblick auf den Verlauf der Nitrifikation ungünstiger ab.

Zusammenfassung

Das Aufwuchsmaterial aus PP Gewebe erwies sich im Hinblick auf die Nitrifikation in den Untersuchungen am günstigsten. Auf diesem Material bildete sich auch der visuell kräftigste Biofilm aus.

Im Hinblick auf den Stickstoffumsatz führt die Kaskadenbauweise von getauchten Festbettverfahren im Vergleich zur homogen durchmischten Betriebsweise zu stabileren Betriebsergebnissen. Dieser Nachteil des durchmischten Einzelreaktors wird nicht durch eindeutig höhere Ergebnisse bei der simultanen Stickstoff-Elimination (TN-Abbau) kompensiert. Daher ist die Kaskadenbauweise, wie von anderer Seite bereits empfohlen, zu präferieren [ATV, 2002]. Jedoch sollten den Reaktoren der Kaskade nicht die gleichen Aufwuchsflächen/-volumina zugeordnet werden. Im Interesse des simultanen TN-Abbaus im getauchten Festbett ist die erste durchmischte Reaktorstufe der Kaskade so auszulegen, dass am mittleren Betriebspunkt bereits ein ca. 30-50%-iger TKN-Umsatz erfolgt.

Der Betrieb der 200 EW-Demonstrationsanlage auf der KA Halle-Nord machte deutlich, dass sich durch die Kombination von belüfteten getauchten Festbetten mit vorgeschalteter, gerührter Schwebebett-Denitrifikation TN-Gesamtabbaugrade von 59 bis 78 % bei im Regelfall N-Ges-Ablaufwerten um 15 mg/l erzielen lassen. Diese Ergebnisse waren auch bei Abwassertemperaturen im Bereich von 9 bis 15 °C zu realisieren. Solange die messbaren gelösten Sauerstoffgehalte in der Schwebebett-Denitrifikation unter 0,5 mg/l lagen, stellten sich bei $\text{NO}_3\text{-N}$ -Flächenblastungen von bis zu 2 g/m²*d (bezogen auf die innere Zylinderoberfläche der Schwebekörper) $\text{NO}_3\text{-N}$ -Abbaugrade zwischen 70 bis 90 % ein.

Die kompakte Zwischenklärung mit Lamellen vor der Nitrifikationsstufe war ein weiteres innovatives Element der Demonstrationsanlage. Die Schlammabzugspumpe wurde hier durch ein pneumatisches Räumsystem ergänzt, um die Gasbildung (sowie das dadurch bedingte Aufschwimmen von Schlamminseln zu verhindern) und den Schlammabzug aus den Lamellen zu verstärken. Durch regelmäßiges Ansaugen und Ausstoßen von Luft wurden die Lamellen gereinigt und Totzonen im Schlammabzugstrichter verringert.

Zusammenfassung

Die Demonstrationsanlage ist erfolgreich nach Tunesien umgesetzt worden. Sie reinigt dort seit Mai 2009 das gesamte Abwasser der Ortschaft Bent Saidane. Das dort zu reinigende kommunale Abwasser ist hinsichtlich seiner CSB- und TKN-Gehalte als konzentriert zu bezeichnen. Es weist einen Salzgehalt an der oberen Grenze von Trinkwasser auf. Das Abwasser fällt mit Temperaturen von 14 bis 25 °C und erheblichen Tagesschwankungen des Zulaufvolumenstroms an. Die Anlage läuft seit Inbetriebnahme stabil mit CSB-Abbaugraden zwischen 80 bis 95 % und BSB₅-Abbaugraden größer 95 %. Es wurde Ende 2009 eine ca. 90%ige Nitrifikation erreicht bei einem TN-Abbau von 77 %.

Die Anlage wird als Referenzanlage von verschiedenen Interessenten in Augenschein genommen. Sie hat bereits zur Realisierung von Verträgen zum Bau von getauchten Festbett-Abwasserreinigungsanlagen in der Lebensmittelindustrie in Tunesien geführt. Weitere Projektanfragen werden bearbeitet. Dabei werden die Festbett-aufwuchselemente aus Folien für die Anlagen von einem lokalen Vertriebspartner vor Ort gefertigt.

Unter den im Rahmen des Vorhabens in Augenschein genommenen Kläranlagen mit getauchten Festbetten sind in sieben Anlagen der Größenklasse 1 bis 4 die Datensätze und Betriebserfahrungen näher ausgewertet und ergänzende Zusatzuntersuchungen durchgeführt worden.

Unter anderem ist auf diesem Wege ein größeres Kollektiv an Daten zum elektrischen Energieverbrauch von Kläranlagen nach den getauchten Festbettverfahren erhoben worden. Es wurden spezifische Stromverbrauchswerte von 32 bis 112 kWh/E_{BSB5}*a vorgefunden, die von akzeptabel bis überhöht einzustufen sind. Etwa zwei Drittel des elektrischen Energieverbrauches der Anlagen entfällt auf die Belüftung.

Zu Schwierigkeiten kam es in den Anlagen, deren Festbettkörper und Belüftungselemente nicht in entsprechenden Halterungen montiert waren, sodass ein Herausnehmen mit Hebwerkzeugen für Reparatur- und Reinigungszwecke möglich ist.

Zur Vorbeugung gegen ein Verschlammen sollten die Festbettelemente in der C-Stufe senk- bzw. lotrechte Kanäle aufweisen, die fluchtend eingebaut werden. Eine

Zusammenfassung

intermittierende Belüftung der Festbettelemente ist nur in Sonderfällen anzuwenden, wie z.B. bei gewebeartigen Aufwuchskörpern mit Zwangsanströmung. Durch regelmäßige Überprüfung des absetzbaren Schlammvolumens am Ende der Luftspülphase der getauchten Festbetten ist die Wirksamkeit der Luftspülung zu überwachen. Bei der Behandlung von konzentrierten Abwässern, wie z.B. kommunalen Abwässern ohne Fremdwasser aus Vakuumentwässerungssystemen, sind die Festbettreaktoren mit Rezirkulation zu betreiben, um die kontinuierliche hydraulische Abfuhr des Überschussschlammes zu unterstützen.

Es zeigte sich, dass der bedarfsgerechten Belüftung der Festbetten im Interesse der Abbauleistung und des spezifischen Energieverbrauchs größere Aufmerksamkeit zu schenken ist.

8 Quellenverzeichnis

[ATV, 2000]: ATV-DVWK-Arbeitsblatt A 131 (2000): Bemessung von einstufigen Belebungsanlagen,

[ATV, 2001]: ATV-DVWK-Arbeitsblatt A 281 (2001): Bemessung von Tropfkörpern und Rotationstauchkörpern

[ATV, 2002]: ATV-DVWK-Arbeitsbericht AG KA-6.3 (2002): „Neue Erkenntnisse über Anlagen mit getauchtem Festbett“. KA - Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall 49 (12): 1703-1707

[ATV, 2003a]: ATV-DVWK-Arbeitsbericht IG-5.6 (2003): „Aerobe Biofilmverfahren in der Industrieabwasserreinigung. Definitionen, Verfahrenstechniken und Einsatzgebiete.“

[Baumann, 2009]: Baumann, P.; Roth, M. (2008). Senkung des Stromverbrauchs auf Kläranlagen, DWA Landesverband Baden-Württemberg, Stuttgart, Heft 4; 2. Auflage

[Chapanova, 2008]: Chapanova, G. (2008): Einfluss von Temperatur und hohem Salzgehalt auf die Abwasserbehandlung mit dem getauchten Festbett-Biofilmverfahren, Dissertation Uni Halle

[DIN EN 1484] DIN EN 1484 (1997): Anleitungen zur Bestimmung des gesamten organischen Kohlenstoffs (TOC) und des gelösten organischen Kohlenstoffs (DOC), Normenausschuss Wasserwesen im DIN. Beuth Verlag, Berlin

[DIN EN 1899] DIN EN 1899-1 (1998): Bestimmung des Biochemischen Sauerstoffbedarfs nach n Tagen (BSB_n); Teil 1: Verdünnungs- und Impfverfahren mit Zugabe von Allylthioharnstoff; Normenausschuss Wasserwesen im DIN, Beuth Verlag, Berlin

[DIN 19557] DIN 19557 (2004): Kläranlagen: Mineralische Füllstoffe und Füllstoffe aus Kunststoff für Tropfkörper – Anforderungen, Prüfung, Lieferung, Einbringen, Normenausschuss Wasserwesen im DIN. Beuth Verlag, Berlin

Quellenverzeichnis

[DIN EN 26777].DIN EN 26777 (1993). Wasserbeschaffenheit. Bestimmung von Nitrit – Spektroskopische Verfahren. Normenausschuss Wasserwesen im DIN, Beuth Verlag, Berlin

[DIN 38405] DIN 38405-9 (1979): Deutsche Einheitsverfahren. Teil 9: Anionen (Gruppe D) Bestimmung des Nitrat-Ions. Normenausschuss Wasserwesen im DIN, Beuth Verlag, Berlin

[DWA, 2007a]: DWA-Arbeitsbericht IG-5.6 (2007): „Aerobe Biofilmverfahren in der Industrieabwasserreinigung – Beispielanlagen“.

[DWA, 2007b]: DWA-Arbeitsbericht AG KA-6.3 (2007): „Leitfaden zur Erkennung und Behebung von Betriebsproblemen bei Tropfkörpern, Rotationstauchkörpern und getauchten Festbetten“.

[Egli, 2003]: Egli, K., Langer, C., Siegrist, H.-R., Zehnder, A.J.B., Wagner, M., van der Meer, J.R. (2003): Community analysis of ammonia and nitrite oxidizers during start-up of nitrification reactors. Appl. Environ. Microbiol. 69: 3213-3222

[Höll, 1979]: Höll, K. (1979): Wasser - Untersuchung Beurteilung Aufbereitung Chemie Bakteriologie Virologie Biologie. Walter de Gruyter Berlin New York

[Jubany, 2009]: Jubany, I., Lafuente, J., Baeza, J.A., Carrera, J. (2009): Total and stable washout of nitrite oxidizing bacteria from nitrifying continuous activated sludge system using automatic control based on oxygen uptake rate measurements; Water research 43: 2761-2772

[Landesverband, 2003]: ATV-DVWK-Landesverband Bayern (2003): „Betrieb von Abwasseranlagen“; Leitfaden Nr. 2-3: „Nachweis der aeroben Schlammstabilisierung. Vereinfachter TTC-Test/Atmungsaktivität.“ Leitfaden Nr. 2-4: „Glühverlust des Überschussschlammes bei Belebungsanlagen mit aerober Schlammstabilisierung.“

Quellenverzeichnis

[Marggraff, 2006]: Marggraff, M.; Kegebein, J.; Kohnert, S.; Köser, H. (2006): Pilot evaluation of a novel hybrid wastewater treatment plant: combining aerobic submerged fixed bed and anoxic moving bed biofilm technology“; Biofilm Systems VI, 24.-27. Sept. Amsterdam, Netherlands.

[Schlegel, 1999]: Schlegel, S. (1999): Die Vorbehandlung industriellen Abwassers in einer Anlage mit getauchten Festbetten auf der Kläranlage Dorsten-Wulfen. KA 46: 1231-1235

[Schlegel, 2002]: Schlegel, S. (2002): Untersuchungen zur Behandlung kommunalen Abwassers in einer Anlage mit getauchten Festbetten. KA 49(12): 1674-1681

[Schulz-Menningmann, 1993] Schulz-Menningmann, J. (1993): Der Einfluss des Trägermaterials auf die Leistungsfähigkeit von Biofilmsystemen zur Abwasserreinigung. Korrespondenz Abwasser 40: 68-73

[Schulz-Menningmann, 1998]: Schulz-Menningman, J., Gerard, I. (1998): Industrielle Abwasserreinigung mit getauchten Festbetten. Entsorgungspraxis 10: 51-56.

[Yang, 2007]: Yang, Q., Peng, Y., Liu, X., Zeng, W., Mino, T., Satoh, H. (2007): Nitrogen removal via nitrite from municipal wastewater at low temperatures using real-time control to optimize nitrifying communities; Environ. Sci. Technol. 41: 8159-8164